



**FACULTAD DE INGENIERÍA, ARQUITECTURA Y
URBANISMO**

**ESCUELA ACADÉMICO PROFESIONAL DE INGENIERÍA
INDUSTRIAL**

TESIS

**“ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA
INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN DE ALCOHOL CARBURANTE A
PARTIR DEL SORGO DULCE EN LA REGIÓN
PIURA”**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO
INDUSTRIAL**

Autor:

Bach: Ríos Mena Petter Angello

Asesor:

Mg. Barandiaran Gamarra José Manuel

Línea de Investigación:

Diseño y Desarrollo de Nuevos Productos

Pimentel –Perú

2019

**ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA INSTALACIÓN DE UNA PLANTA
DE PRODUCCIÓN DE ALCOHOL CARBURANTE A PARTIR DEL SORGO
DULCE EN LA REGIÓN PIURA**

Aprobación del Jurado

Mg. Barandiaran Gamarra, José Manuel

Asesor

Mg. Arrascue Becerra Manuel Alberto

Presidente del Jurado de Tesis

Mg. Supo Rojas Dante Godofredo

Secretario del jurado de tesis

Mg. Purihuamán Leonardo Celso Nazario

Vocal del jurado de tesis

Dedicatoria

A Dios y a mi familia.

Agradecimientos

A mis profesores, de la escuela de Ingeniería Industrial, que durante este tiempo de estudio han contribuido en mi formación profesional, brindándome sus conocimientos, asesorías y recomendaciones.

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ALCOHOL CARBURANTE A PARTIR DEL SORGO DULCE EN LA REGIÓN PIURA

PREFACTIBILITY STUDY FOR THE INSTALLATION OF A FUEL ALCOHOL PRODUCTION PLANT FROM SWEET SORGHUM IN THE PIURA REGION

Ríos Mena Petter Angello ¹

Resumen

El presente trabajo tiene por objetivo la determinación de la factibilidad para la instalación de una planta de Producción de Alcohol Carburante a partir del sorgo dulce en la región Piura.

La investigación es de corte descriptiva y el diseño de la misma es no experimental propositiva.

Se obtuvieron como resultados que la capacidad instalada de la planta es de 200 m³/d de alcohol carburante, la tecnología a utilizar fue la de deshidratación por tamices moleculares, la evaluación económica resulto positiva pues se obtuvieron valores de \$ 396651.81 y 15.8% para el valor actual neto y para la tasa interna de retorno.

Finalmente, ese concluye que la instalación de una planta de producción de alcohol carburante a partir de sorgo dulce en la región Piura es factible pues existe la tecnología necesaria, existe un nicho de mercado a cubrir en el extranjero y además es rentable.

Palabras clave: Prefactibilidad, Sorgo Dulce, Alcohol Carburante

¹ Adscrito a la Escuela Académica de Ingeniería Industrial Pregrado, Universidad Señor de Sipan, Pimentel, Perú, email: rmenapetterange@crece.uss.edu.pe

PREFACTIBILITY STUDY FOR THE INSTALLATION OF A FUEL ALCOHOL PRODUCTION PLANT FROM SWEET SORGHUM IN THE PIURA REGION

Abstract

The objective of this work is to determine the feasibility of installing a Fuel Alcohol Production plant from sweet sorghum in the Piura region.

The research is descriptive and the design of the research is not experimental.

The results showed that the installed capacity of the plant is 200 m³ / d of fuel alcohol, the technology is used for the dehydration by molecular sieves, the evaluation of positive results and the values of \$ 396651.81 y 15.8% for the net real value and for the internal rate of return.

Finally, it is concluded that the installation of a fuel alcohol production plant from sweet sorghum in the region is feasible because the necessary technology exists, there is a niche market to cover abroad and it is also profitable.

Key words: *Prefeasibility, Sweet Sorghum, Fuel Alcohol*

ÍNDICE GENERAL

Dedicatoria.....	3
Agradecimientos	4
<i>Palabras clave: Prefactibilidad, Sorgo Dulce, Alcohol Carburante</i>	5
<i>Key words: Prefeasibility, Sweet Sorghum, Fuel Alcohol</i>	6
ÍNDICE GENERAL.....	7
INDICE DE TABLAS.....	9
INDICE DE FIGURAS.....	10
I. INTRODUCCIÓN.....	12
1.1. Realidad Problemática.....	12
1.1.1. A nivel Internacional.....	12
1.1.2 A nivel Nacional.....	13
1.1.3 A nivel Local	13
1.2. Trabajos previos.....	14
1.3. Teorías relacionadas al tema.....	16
1.3.1. Teorías relacionadas al Alcohol carburante	16
1.3.2 Teorías referidas al Estudio de Prefactibilidad	26
1.4. Formulación del Problema.	35
1.5. Justificación e importancia del estudio.	35
1.5.1 Justificación social.....	35
1.5.2 Justificación ambiental	35
1.5.3 Justificación legal	36
1.5.4 Justificación técnica	36
1.6. Hipótesis.....	36
1.7. Objetivos	36
1.7.1. Objetivos General.....	36
1.7.2. Objetivos Específicos.....	37
II. MATERIAL Y MÉTODO.....	38
2.1. Tipo y Diseño de Investigación.....	38
2.1.1. Tipo de investigación.....	38
2.1.2. Diseño de la investigación:.....	38
2.2. Población y muestra.....	39
2.2.1 Población	39
2.2.2 Muestra	40
2.3. Variables, Operacionalización.	40

2.4.	Técnicas e instrumentos de recolección de datos, validez y confiabilidad.	42
2.4.1.	Técnicas de recolección de datos:	42
2.4.2.	Instrumentos de recolección de datos:	42
2.5.	Procedimientos de análisis de datos	43
2.6	Aspectos éticos	43
2.6.1.	Originalidad:	43
2.6.2.	Veracidad:	43
2.6.3.	Confidencialidad:	43
2.7	Criterios de Rigor científico.	44
2.7.1.	Confiabilidad:	44
2.7.2.	Validez:	44
III.	RESULTADOS	45
3.1.	Resultados mostrados en Tablas y Figuras	45
3.1.1	Estudio de mercado del Alcohol carburante	45
3.1.2	Estudio Técnico	53
3.2	Estudio Económico	95
3.2.1	Pronostico de Costos	95
3.2.2	Pronostico de Ingresos	95
3.2.3	Asunciones para realizar el estudio económico.	95
3.2.4	Determinación de la Inversión	96
3.2.5	Evaluación de la Rentabilidad del Proyecto Sin Financiamiento	117
3.2.6	Calculo del capital de trabajo	119
3.2.7	Financiamiento del Proyecto	120
3.2.8	Evaluación de la Rentabilidad del Proyecto incluyendo el financiamiento	123
3.2.9	Análisis del Riesgo asociado al proyecto	125
3.3	Discusión de Resultados	127
IV.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	128
4.1	Conclusiones	128
4.2	Recomendaciones	129
	REFERENCIAS	130
	ANEXO-1	134
	ANEXO-2	142
	ANEXO 3	149
	ANEXO 4	163
	ANEXO-5	165

INDICE DE TABLAS

Tabla 1 Operacionalización de variables.....	41
Tabla 2 Datos extrapolados a partir de los datos obtenidos de Petroperú	46
Tabla 3 Proyección de demanda externa en galones	50
Tabla 4 Humedad, Brix y % ART en precosecha	54
Tabla 5 Gastos energéticos por tecnología.....	56
Tabla 6 Requerimiento de vapor para la planta.....	71
Tabla 7 Requerimiento de agua para la planta.	71
Tabla 8 Consumo de vapor de baja para las columnas.....	72
Tabla 9 Ubicación de la planta a través de los factores ponderados	75
Tabla 10 Calificación de cercanía según necesidad	76
Tabla 11 Resumen de la instrumentación y control	85
Tabla 12 Programa de producción	92
Tabla 13 Costo total de tanques	99
Tabla 14 Costo total de fermentadores.....	100
Tabla 15 Costo total de bombas	101
Tabla 16 Costo total de columnas de destilación	102
Tabla 17 Costo total de Calentadores.....	103
Tabla 18 Costo total de tanques de almacenamiento	104
Tabla 19 Costo total de equipos de proceso	105
Tabla 20 Resumen de inversión en bienes inmuebles	105
Tabla 21 Resumen otros costos	106
Tabla 22 Gastos de Arranque de Planta	107
Tabla 23 Costos de caña de azúcar.....	108
Tabla 24 Costo anual de materia prima.....	108
Tabla 25 Costos de mano de obra	109
Tabla 26 Costo de mano de obra directa.....	110
Tabla 27 Costos de insumos químicos	112
Tabla 28 Otros Gastos Indirectos	113
Tabla 29 Gastos administrativos	114
Tabla 30 Calculo de la cuota de pago, interés y amortización	121
Tabla 31 Características del sorgo dulce.....	134
Tabla 32 Calculo del tiempo de recuperación.....	166

INDICE DE FIGURAS

Figura 1 Rutas tecnológicas para etanol carburante	19
Figura 2 Demanda vs. cambios en el precio	28
Figura 3 Ejemplo de diagrama de bloques de proceso	31
Figura 4 Simbología para el diagrama de recorrido	32
Figura 5 Estructura general de un flujo de caja	33
Figura 6 Grafica de proyección de demanda de alcohol carburante para el año	47
Figura 7 Demanda histórica de etanol a nivel externo en unidades (millones de litros)	49
Figura 8 Proyección de la demanda de Alcohol carburante	51
Figura 9 Proyección de la producción mundial de etanol carburante	52
Figura 10 Concepción simplificada de la planta de Alcohol Carburante	58
Figura 11 Diagrama de Bloques para la producción de alcohol carburante	66
Figura 12 Diagrama de elevación del proceso de obtención de alcohol carburante	67
Figura 13 Diagrama de operación de procesos	69
Figura 14 Diagrama de análisis de proceso	70
Figura 15 Diagrama relacional para la planta de alcohol carburante	77
Figura 16 Diagrama de recorrido para la planta de alcohol carburante	78
Figura 17 Distribución de la Planta de Alcohol Carburante	80
Figura 18 Diagrama de Flujo incluido la instrumentación	86
Figura 19 Propuesta de la estructura organizativa de la planta	94
Figura 20 Grafica para estimación de costos para bomba centrífuga	100
Figura 21 Grafica para estimación de costos para columnas de platos.	102
Figura 22 flujo de Caja para el proyecto sin deuda	116
Figura 23 Evaluación económica del proyecto	117
Figura 24 Evaluación de la rentabilidad para el Flujo de caja sin deuda	118
Figura 25 Flujo de caja del inversionista	122
Figura 26 Evaluación de la rentabilidad para el proyecto incluido financiamiento	123
Figura 27 Determinación de la Rentabilidad del Proyecto	124
Figura 28 Balance global de materiales para la planta de etanol carburante	141
Figura 29 Flujo energético para la columna mostera	143
Figura 30 Flujo energético para la columna depuradora	145

Figura 31 Gasto energético para la columna rectificadora.....	147
Figura 32 Condiciones de alimentación para la Col. Mostera.....	151
Figura 33 Composición del vino delevadurado.....	152
Figura 34 Conexiones para la Col. Mostera.....	153
Figura 35 Diámetro y separación entre platos de la columna.	153
Figura 36 Condiciones de entrada para la Col. Depuradora.....	155
Figura 37 Composiciones para las corrientes de la Col. Depuradora.....	156
Figura 38 Conexiones para la Col. Depuradora.....	157
Figura 39 Diámetro y separación entre plato para la Col. Depuradora.....	158
Figura 40 Condiciones de entrada para la Col. Rectificadora.....	160
Figura 41 Composiciones para las corrientes de la Col. Rectificadora.....	161
Figura 42 Conexiones para la Col. Rectificadora.....	162
Figura 43 Diámetro y separación entre platos para la Col. Rectificadora.....	162
Figura 44 Diagrama de Flujo para la Destilería.....	163
Figura 45 Corrientes de materiales y flujo energético.....	164

I. INTRODUCCIÓN

1.1. Realidad Problemática.

1.1.1. A nivel Internacional

La imperante necesidad de luchar no sólo contra el cambio climático sino también contra la dependencia que tienen los países del mundo en el uso de combustibles de origen fósil, que cada vez son más escasos, sumado a esto, los factores tanto tecnológicos, políticos y económicos han llevado a apoyar propuestas que planteen alternativas de producción de energía no convencionales, entre ellos el bioetanol y el biodiesel (Carriazo y Tarras 2012).

A nivel mundial, el alto nivel de contaminación del aire en los centros urbanos, llevó a las autoridades a tomar medidas extremas de control y previsión, tanto en los requisitos exigidos para las condiciones de operación de los motores de combustión interna, como en las exigencias en la composición y calidad de los combustibles; es por ello que existe una tendencia a buscar nuevas fuentes de recursos de origen renovable, así por ejemplo en Brasil, los vehículos de combustible flexible funcionan con gasohol —mezcla de gasolina y etanol anhidro— o E100 (etanol hidratado). (López, 2014).

1.1.2 A nivel Nacional

En el Perú, entro en vigencia desde el siete de agosto del 2003, la ley 28054 “**Ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles**”, que nos dice que a partir de este se tendrá que utilizar Gasohol como combustible (92% gasolina y 7.8% de etanol anhidro); extrapolando este porcentaje en base a la demanda de combustible en nuestro parque automotor, se requiere alrededor de 80 millones de litros al año, dicha demanda es básicamente cubierta por la planta Sucroalcolera del Chira que tiene un capacidad de 300 m³/d; sin embargo en el mercado externo si existe una gran demanda insatisfecha por cubrir.

Por otro lado, en nuestro país la materia prima para la producción de alcohol carburante está focalizada solo en la caña de azúcar, no contemplando otras opciones como el sorgo dulce u otras materias primas como los desechos agrícolas, además en nuestro país la caña de azúcar también se utiliza para la producción de azúcar por ello desde el punto de vista social no es la mejor opción producir alcohol carburante a partir de caña de azúcar, sino más bien se tienen que estudiar nuevas fuentes de materia prima.

1.1.3 A nivel Local

Por su parte en Piura operan dos empresas productoras de etanol, Caña Brava perteneciente al grupo Romero y Agroindustrial Aurora, perteneciente al Grupo Gloria, éstas industrias se dedican a la producción de etanol anhidro y a la cogeneración de energía eléctrica a partir del procesamiento solo de la caña de azúcar, lo cual supone un riesgo asociado a la disponibilidad de dicha materia prima (Ludeña 2019).

1.2. Trabajos previos.

México.

López, (2014), en su investigación “Evaluación con Opciones Reales para la Instalación de una Planta de Bioetanol”. Tuvo por objetivo evaluar el proyecto por medio de opciones reales, los resultados indican que con la evaluación tradicional el proyecto es rentable al obtener un VAN Y TIR positivo, mientras que con la opción de expansión se incrementó el valor del proyecto. Con el análisis de las opciones reales se demuestra que para el caso de Mexico el insumo mas favorable para la producción de Bioetanol es la caña de azucar. Por lo tanto para mejorar la toma de decisiones es necesario integrar los instrumentos de valoración tradicional con las metodologías de opciones reales, principalmente cuando las refineries se encuentran en un escenario de riesgo e incertidumbre.

Colombia.

Alvarez y Perez (2011), realizaron la investigación “Estudio de Prefactibilidad para la creación de una planta Productora de Etanol a partir de residuos sólidos municipales; en la cual tuvo por objetivo determinar la prefactibilidad para la instalación de la mencionada planta.

Obtuvo como resultados que la capacidad de su planta es de 90 000 L/d; así mismo la tecnología utilizada fue la de los tamices moleculares y en la evaluación económica sus indicadores de tasa interna de retorno (TIR) y de valor presente neto (VPN) fueron: 14.5% y \$ 37 718 377. Finalmente concluye que la principal oportunidad que se genera con la implementación del proyecto es el uso de la materia orgánica de los residuos sólidos, mitigando la problemática del tratamiento de basuras en las ciudades del país.

El proyecto de la construcción de una planta de etanol en Colombia cuenta con un mercado a nivel nacional muy atractivo y accesible para ser explotado, por otro lado, el volumen demandado a nivel nacional es suficiente para que el total de la producción de la planta de etanol se comercialice a nivel nacional.

Perú.

Según Spanser, López y Celis, (2010). En su investigación “Estudio de Prefactibilidad para la Instalación de una Planta de Producción de Alcohol Carburante a partir de la Caña de azúcar en la región Loreto”. Tuvo como objetivo la determinación de la viabilidad técnica, económica y financiera para la instalación de una planta Industrial de producción de Alcohol Carburante a partir de la caña de Azúcar, en la Región Loreto.

Su investigación arrojó como resultados: VANE: US\$ 612.489; TIRE: 79.16% Y B/C: 1.73.; así también VANF: US\$ 713.517; TIRF: 227.52%; B/CF: 1.85. para los indicadores económicos y financieros respectivamente. Finalmente concluye que la planta industrial tendrá una capacidad Instalada de 2 030 670 L, de producto por año y estará ubicada en la ciudad de Iquitos, así mismo se utilizará la tecnología de separación por membranas.

En trabajos previos nacionales se tiene el análisis de tesis según Ludeña Castro David Daniel (2019) en su investigación “Estudio De Prefactibilidad Para La Producción industrial De Bioetanol Anhidro A Partir De Residuos Lignocelulósicos En La Ciudad De Lima-2019”. Tuvo como objetivo la determinación de la viabilidad técnica, económica y financiera para la instalación de una planta Industrial de producción de Alcohol Carburante a partir de lignocelulosa, en la ciudad de Lima. Sus resultados también fueron favorables obteniendo un VAN \$3,102,552.63 ; TIR 29%. Su capacidad de producción de etanol a partir de esta materia prima es de 80.1 m³/Día

1.3. Teorías relacionadas al tema.

1.3.1. Teorías relacionadas al Alcohol carburante

1.3.1.1 Materias primas para la obtención de Alcohol carburante

Producción de etanol a partir de azúcares

La principal materia prima para la producción de alcohol es la caña de azúcar, ya sea en forma de jugo de caña o como melazas (subproducto de la industria azucarera). Se pueden obtener cerca de 70 L EtOH/ton de caña y 9 L EtOH/ton de melazas grado C (además de cerca de 100 kg de azúcar) (Moreira J.S. 2000). El microorganismo más utilizado es *S. cerevisiae* por su capacidad de hidrolizar la sacarosa de la caña de azúcar para su conversión hasta glucosa y fructosa, dos hexosas fácilmente asimilables (Ludeña 2019).

La fermentación alcohólica puede llevarse a cabo por lotes, por lotes alimentados, por lotes repetidos o en forma continua. El proceso típico de producción de alcohol por lotes a partir de melazas o jugo de caña (denominado proceso Melle-Boinot), comprende la esterilización de la materia prima seguida del ajuste del pH con H₂SO₄ y de los grados Brix a valores de 14-22. El mosto obtenido se somete a fermentación. El vino resultante se decanta y centrifuga para recuperar el etanol, mientras la levadura se recircula a los fermentadores (Kosaric N., Velikonja J. 1995). La fermentación por lotes alimentados implica bajos niveles de concentración de sustrato en el transcurso de la fermentación, mientras el alcohol se va acumulando en el medio.

Producción de etanol a partir de almidón

En este caso, el procedimiento es más complejo, pues se requiere la ruptura las cadenas del polisacárido para obtener jarabe de glucosa, el cual se puede convertir en alcohol etílico mediante levaduras. Por ello, se debe incluir una etapa adicional de hidrólisis (rompimiento,

degradación) de este biopolímero. De cada 100 g de almidón se pueden obtener teóricamente 111 g de glucosa lo que implica una relación estequiométrica de 9:10. En EUA el alcohol se obtiene en mayor medida a partir del almidón contenido en el maíz. El almidón fue tradicionalmente hidrolizado mediante ácidos, pero la especificidad de las enzimas, sus condiciones suaves de reacción y la ausencia de reacciones secundarias han hecho que las amilasas sean los catalizadores usados para esta tarea. Para la hidrólisis del almidón se usa la α -amilasa obtenida de bacterias termorresistentes como *Bacillus licheniformis* o *B. amyloliquefaciens* o de cepas modificadas genéticamente de *Escherichia coli* o *Bacillus subtilis*. El carácter termorresistente de esta enzima la hace ideal para la primera etapa de la hidrólisis de las suspensiones de almidón, las cuales tienen que ser llevadas a altas temperaturas (90-110°C) para el rompimiento de los gránulos de almidón, condición necesaria para el tratamiento enzimático. En los últimos años se está estudiando la posibilidad de hidrolizar el almidón a bajas temperaturas con el fin de lograr ahorros energéticos significativos. El producto de esta etapa o licuefacción es una solución de almidón que contiene dextrinas (oligosacáridos compuestos por varias unidades de glucosa) y pequeñas cantidades de glucosa. El almidón licuado se somete a sacarificación a menores temperaturas (60-70°C) con glucoamilasa obtenida de *Aspergillus niger* o de especies de *Rhizopus* (Nigam y Singh, 1995). la cual hidroliza las dextrinas hasta glucosa.

Para extraer el almidón de los granos de maíz existen dos tipos de molienda en la industria: húmeda y seca. En la molienda húmeda se obtiene del grano, además de almidón, fibra, gluten, germen y aceite, que son subproductos de alto valor. Los rendimientos de etanol pueden llegar a 403,1 L/ton (Gulati, Kohlman, Ladish, Hespell y Bothast, 1996). En la molienda en seco no se fracciona el grano en sus componentes por lo que todos sus nutrientes entran al proceso y son concentrados en un subproducto de destilación empleado para alimentación animal llamado granos secos de destilería (DDG, por sus

siglas en inglés), lo que compensa en cierta medida los costos del proceso (McAloon, Taylor, Yee, Ibsen, Wooley, 2000). Cuando los DDG se mezclan con solubles concentrados provenientes de la evaporación de las vinazas ligeras se obtienen los granos secos de destilería con solubles (DDGS). Los rendimientos de alcohol para la molienda en seco son de 419,4 a 460,6 L/ton (Gulati M., et al, 1996).

Producción de etanol a partir de biomasa lignocelulósica

En el mundo se llevan a cabo gran cantidad de estudios para desarrollar la producción a gran escala de alcohol a partir de biomasa lignocelulósica considerando su gran disponibilidad (es el biopolímero más abundante en la Tierra) y su bajo costo. Los materiales que más se han investigado con este propósito se pueden dividir en seis grandes grupos: residuos agrícolas y agroindustriales (bagazo de caña y de sorgo dulce, rastrojo de maíz, pajas de trigo, cebada y arroz, cascarilla de arroz, hueso y pulpa de aceituna, entre otros), maderas duras o leñosas (álamo, eucalipto, aspen, roble, arce, abedul, haya, palo de rosa, caoba), maderas blandas (pino, abeto, píceas, alerce, cedro), biomasa herbácea (pasto de pradera, heno de alfalfa, alpiste rosado, pasto Bermuda de la variedad costera, fleo de los prados), desechos celulósicos (papel periódico, papel de desecho de oficina, lodo de papel), y la fracción celulósica de los residuos sólidos urbanos (papel, cartón, cáscaras de frutas y verduras, residuos de jardinería y artículos de madera, entre otros). La composición de la mayoría de estos materiales se puede encontrar fácilmente en la literatura (por ejemplo, en el trabajo de Sun y Cheng (2002)). Se ha estimado un valor de 6,0 para la relación salida/entrada de energía en el caso de la producción de etanol a partir de biomasa (Berg, 2001) es decir, la relación entre la energía liberada durante la combustión de alcohol y la energía necesaria para su producción considerando todo el ciclo de vida del producto desde la extracción de las materias primas y los insumos requeridos, pasando por su transporte, hasta el proceso de transformación hasta bioetanol.

Lo anterior hace a esta materia prima muy atractiva, en especial en países que no cuentan con la facilidad de producir grandes cantidades de caña de azúcar.

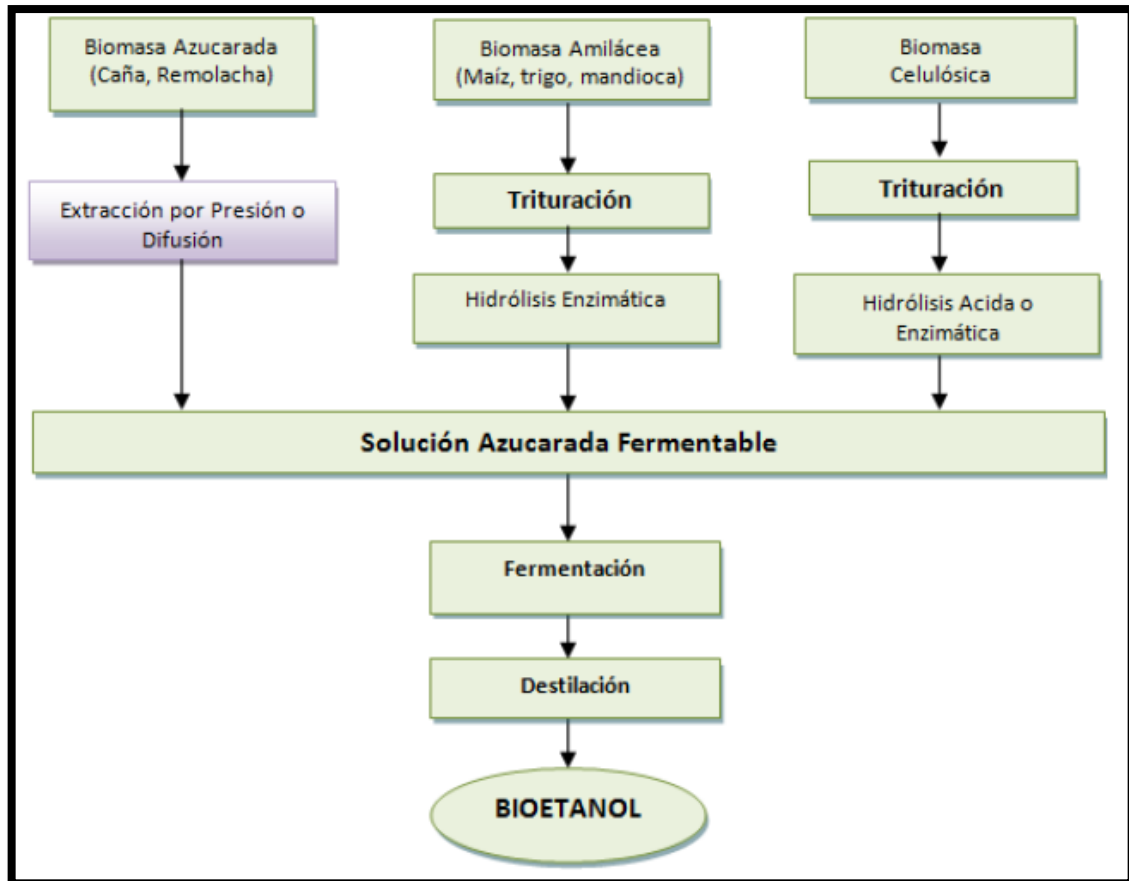


Figura 1 Rutas tecnológicas para etanol carburante

Fuente: (Quintero, 2009).

1.3.1.2 Tecnologías para producir Alcohol carburante

Los procesos usados para la obtención de bioetanol absoluto son diversos y a continuación ahondaremos dentro de los más importantes.

Destilación Azeotrópica:

Consiste en adicionar un compuesto químico, llamado “modificador”, a una mezcla de alimentación azeotrópica en una columna de destilación fraccionada, heterogénea (ATH) con uno de los componentes de la alimentación. Luego, este ATH es removido como destilado en la columna (Wasylkiewicz, Kobylka y Satyro, 1999).

La destilación azeotrópica puede ser utilizada en operaciones discontinuas o de laboratorio debido a que es posible cargar todo el solvente al comienzo de la operación. Se utiliza en gran escala y en operaciones continuas cuando la proporción de productos de cabeza a productos de fondos es pequeña. Esto se debe a que en este caso el calor requerido para volatilizar el solvente es una fracción despreciable del calor total necesario para el proceso (Perry, 2005).

La proporción del solvente depende de la composición azeotrópica que existe en la columna, además debe tener un punto de ebullición tal que forme un azeótropo que contenga de 50 a 80% del agente; además el agente de separación debe cumplir con lo siguiente:

- 1) No debe corroer el equipo.
- 2) No debe reaccionar con los componentes de la alimentación.
- 3) No debe ser toxico.
- 4) Debe ser térmicamente estable.
- 5) Debe ser de fácil obtención
- 6) Debe tener bajo costo.
- 7) De preferencia debe tener bajo calor latente molar (Perry, 2005).

Destilación a Vacío:

Por debajo de los 6 kPa el azeótropo agua-etanol desaparece y la separación de los componentes se hace teóricamente posible. El sistema para obtener etanol anhidro por destilación a vacío consta de dos columnas consecutivas, en la primera se alimenta la solución

diluida para llevarla hasta una composición cercana a la azeotrópica, el producto de esta columna es llevado a la segunda, que opera a vacío, para deshidratar el etanol y obtener una composición por encima del 99% en volumen.

Para obtener un producto de alta pureza es necesario utilizar columnas de deshidratación con un gran número de etapas (por encima de 40) y con altas relaciones de reflujo, incurriéndose así en elevados consumos energéticos y altos costos de capital (Uyazán, 2003).

Extracción con Fluidos Supercríticos:

La extracción con fluidos supercríticos o cercanos a su punto crítico ha sido propuesta como una tecnología de bajos requerimientos energéticos para la separación de mezclas azeotrópicas acuosas. Para la recuperación de etanol se han probado solventes como el CO₂, pero debido a que el etanol obtenido sólo está deshidratado parcialmente, se ha propuesto el uso de hidrocarburos ligeros (propano, propileno) como solventes supercríticos para esta separación (Gros, Díaz y Brignole, 1998).

El proceso consta de un extractor de alta presión y un tren de deshidratación y recuperación de solvente. La alimentación es puesta a contracorriente con el solvente en el extractor de alta presión; el extracto obtenido, que contiene el etanol y una pequeña cantidad de agua es enviado previa reducción de presión a una torre de destilación, donde se retira el solvente gracias a su alta volatilidad. En esta unidad también se lleva a cabo la deshidratación del alcohol, siempre y cuando la volatilidad relativa agua-solvente sea mayor que uno a las condiciones de la columna. Bajo estas condiciones, el agua y el solvente son obtenidos como productos de cima y la mezcla etanol-solvente es retirada en los fondos. La separación entre el etanol y el solvente toma lugar en la segunda columna de destilación, siempre que no se forme azeótropo entre estos componentes (Gros, Díaz y Brignole, 1998).

Destilación Extractiva:

La destilación extractiva es una técnica utilizada para separar mezclas binarias azeotrópicas, en la que se adiciona un agente de separación o solvente cuya característica principal es que no presenta la formación de azeótropos con ninguno de los componentes de la mezcla a separar; asimismo, el solvente tiene un punto de ebullición alto y generalmente no es volátil.

Un aspecto fundamental en la destilación extractiva es la elección del solvente. Entre los aspectos que hay que tener en cuenta se incluye: su capacidad para alterar de forma significativa las volatilidades relativas de los componentes a separar, su economía (cantidad a utilizar, costos y disponibilidad), debe tener facilidad para separarse de los fondos de la columna, no debe reaccionar químicamente con los productos de la mezcla, no debe causar corrosión en los equipos, entre otros. Se han evaluado diversos solventes para ello, y se cuentan entre ellos glicoles, aminas, fenoles hidrofóbicos, parafinas, tiofenos, glicerol, etc. (Uyazán et al, 2003).

Extracción con fluidos supercríticos

La extracción con fluidos supercríticos, que se basa en la gran capacidad de solubilización de un fluido a temperatura y presión superiores a las de su punto crítico líquido-vapor. De esta manera se utilizan las ventajas tanto de la destilación como de la extracción líquida con la mejoría adicional de que pequeños cambios en temperatura y/o presión en la región crítica causan grandes cambios en la densidad del solvente y por lo tanto en su poder de disolución (Cardona y Sanchez 2004).

Budich y Brunner (2003) han utilizado CO₂ supercrítico (333,2 K y 10 MPa) en contracorriente para la recuperación de etanol de mezclas acuosas, siendo regenerado el disolvente mediante un sistema de destilación multietapa y obteniendo una concentración de etanol en el extracto de 99,5% en peso.

Adsorción con Tamices Moleculares

Los tamices moleculares son sustancias granulares, duras, esféricas o cilíndricas fabricadas a partir de materiales tales como potasio y aluminosilicatos. Se clasifican de acuerdo al diámetro nominal del poro interno, que provee el acceso al volumen intersticial libre encontrado en la estructura microcristalina. Para la deshidratación del etanol se utiliza un tamiz tipo 3Å, lo que significa que el diámetro medio de los caminos intersticiales es de 3Å, esto debido a que la molécula de agua tiene un diámetro medio menor a este valor, mientras que la del etanol es mayor. Además, las moléculas de agua pueden ser adsorbidas sobre la superficie interna de los poros del tamiz (Ludeña 2019).

Este sistema consta de dos lechos de deshidratación, mientras uno opera a presión produciendo etanol anhidro, el otro es regenerado con el reciclo de una porción de etanol anhidro sobrecalentado y presiones de vacío; de esta manera el tiempo de vida medio se prolonga por varios años. (Guan, Hub, 2003).

Aspectos ambientales

Las vinazas, el material residual obtenido después de la destilación del EtOH a partir del mosto fermentado, contiene tanto material soluble como suspendido y tiene altos valores de demanda biológica de O₂ (DBO₅= 30000-60000mg·L⁻¹), que es una medida, junto con la demanda química de O₂ (DQO), del contenido de materia orgánica en un efluente. En una destilería típica se pueden producir más

de 20L de vinazas ligeras por cada litro de EtOH obtenido, por lo que antes de su vertimiento es necesario someter este efluente a un costoso tratamiento. Para minimizar estos costos, se recicla una porción de las vinazas ligeras las cuales constituyen la fracción líquida de las vinazas después de tamizarlas o centrifugarlas. Estas vinazas ligeras recicladas se usan para reemplazar un porcentaje del agua usada durante la

maceración (hidrólisis) de los cereales cuando se obtiene alcohol a partir de almidón (Chin e Ingledew, 1994).

Las vinazas obtenidas cuando se usan melazas de caña como materia prima y que son centrifugadas para recuperar los sólidos orgánicos, especialmente las levaduras, retienen hasta un 1,1% de potasio y 3,1% de cenizas. Estas vinazas son transportadas por camiones para irrigar las plantaciones de caña hasta donde sea viable económicamente.

Las vinazas ayudan a la formación de un buffer inicial del suelo con Ca y Mg, lo que eleva el pH, mejoran las propiedades físicas del suelo y aumentan la retención de agua y sales. Entre las desventajas del uso de vinazas se encuentran los olores fuertes, la invasión de insectos, aumentos de la acidez del suelo, la lixiviación de sales, la putrescibilidad, la deficiencia de Mn y la inhibición de la germinación de las semillas (Nguyen, 2003).

1.3.1.3 Usos y Aplicaciones del Alcohol Carburante

A nivel mundial el etanol es usado principalmente como:

Combustibles:

Ya sea para mezclar o reemplazar el petróleo y derivados. El 65,4% de producción mundial de etanol se usa como combustibles (Barrientos 2006).

Insumo en la industria procesadora:

Dado que el 21% de la producción mundial se destina a las industrias de cosméticos, farmacéutica, química, entre otras (Barrientos 2006).

Insumo en la elaboración de bebidas:

Que utiliza alrededor del 13% de la producción mundial (Barrientos 2006).

En el Perú la producción de etanol se destina, principalmente, a la elaboración de bebidas, así como en la industria química y cosméticos (Barrientos 2006).

Productos obtenidos a partir del Alcohol Carburante:

E5, E7 y E10:

El E10 es una mezcla de un 10% de etanol y un 90% de gasolina que puede usarse en los motores de la mayoría de automóviles modernos sin producir daños en ellos, si bien no se conoce el efecto exacto sobre los motores más antiguos. Son parecidas las mezclas E5 y E7, con un 5 y 7% de etanol, respectivamente (Álvarez et al 2008).

E15:

El E15 es una mezcla de un 15% de etanol y un 85% de gasolina. Ésta es la mayor proporción de alcohol generalmente recomendada por los fabricantes de automóviles que venden vehículos en los Estados Unidos, si bien es posible que muchos vehículos puedan usar mezclas con mayor cantidad de etanol sin problemas (Álvarez et al 2008).

E85:

El E85 es una mezcla de un 85% de etanol y un 15% de gasolina. La mezcla E85 es el combustible utilizado por los vehículos de combustible flexible en Estados Unidos, especialmente en Minnesota, Suecia y en otros 17 países europeos. Tailandia introdujo el E85 a finales de 2008 y Colombia comenzará a vender E85 a partir de 2012 (Álvarez et al 2008).

E100-E95:

Etanol “casi” puro deshidratado o hidratado respectivamente. Se puede utilizar en motor Otto especialmente adaptados (o FFV en países cálidos) (Álvarez et al 2008).

E-DIESEL:

El e-diesel se obtiene mezclando bioetanol con gasóleo convencional, en un porcentaje que varía entre el 5 y el 15%, y un aditivo que asegura la estabilidad de la mezcla. Se puede usar en motores de gasóleo convencionales con ligeras modificaciones o sin ellas. El e-diesel ha sido ensayado principalmente en los EE.UU. y en Brasil (Álvarez et al 2008).

ETBE:

Aditivo que se incorpora a la gasolina para aumentar el índice de octano. El ETBE (etil ter-butyl éter), se obtiene por síntesis del bioetanol con el isobutileno. El uso de este aditivo tiene como ventajas una menor volatilidad y solubilidad, además de una mayor eficiencia térmica y el hecho de resultar menos corrosivo (Álvarez et al 2008).

1.3.2 Teorías referidas al Estudio de Prefactibilidad

El Estudio de Prefactibilidad comprende el análisis Técnico – Económico de las alternativas de inversión que dan solución al problema planteado. Los objetivos de la prefactibilidad se cumplirán a través de la Preparación y Evaluación de Proyectos que permitan reducir los márgenes de incertidumbre a través de la estimación de los indicadores de rentabilidad socioeconómica y privada que apoyan la toma de decisiones de inversión

El estudio de Prefactibilidad debe concentrarse en la identificación de alternativas y en el análisis técnico de las mismas, el cual debe ser incremental. Es decir, debe realizarse comparando la situación "con proyecto" con la situación "sin proyecto"

Las fases del estudio de prefactibilidad son el estudio de mercado, técnico, económico, financiero y finalmente el análisis del riesgo asociado al proyecto (Ludeña 2019).

1.3.2.1 Estudio de Mercado

Los principales objetivos del estudio de mercado son ratificar la existencia de una necesidad insatisfecha en el mercado, determinar la cantidad de bienes y servicios que la comunidad estaría dispuesta a adquirir a determinados precios y proporcionar una idea al inversionista del riesgo que el producto ofrecido corre de ser aceptado o no en el mercado (Baca, 2013).

Aunque la cuantificación de la oferta y la demanda puede obtenerse fácilmente a través de fuentes de información secundarias, es recomendable recurrir a fuentes primarias a fin de obtener información directa y actualizada la cual es mucho más confiable (Baca,2013).

Comportamiento de la demanda

Los bienes y servicios que los productores ofrecen para cubrir la demanda se denomina oferta del mercado; así mismo en el mercado, donde se relacionan la oferta y demanda, se da un equilibrio de mercado, representado por una relación entre un precio y una cantidad que motiva a los productores a fabricarla y a los consumidores a comprarla (Sapag. 2011)

Las necesidades son infinitas y los recursos limitados por este principio, el consumidor deberá priorizar en la adquisición de bienes y servicios, teniendo en cuenta la relación entre la cantidad a comprar y precio a paga. Esta, cantidad demandada, representa cuánto el consumidor está dispuesto a comprar un producto, dado un precio determinado, y no lo que desearía comprar (Sapag. 2011)

Finalmente, al subir el precio de los productos, los consumidores tienden a disminuir la cantidad demandada de ese producto y viceversa. La cantidad entre el precio y la cantidad demandada se puede observar en la figura N°1.

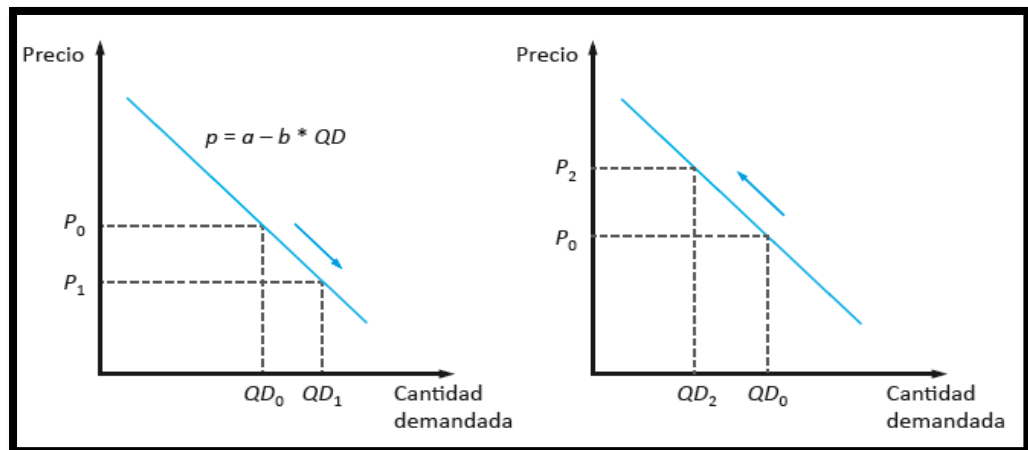


Figura 2 Demanda vs. cambios en el precio

Fuente (Sapag, 2011)

En el gráfico de la izquierda, se observa que si el precio original (P_0) baja a P_1 , la cantidad demandada original (QD_0) aumenta a QD_1 . El gráfico de la derecha muestra que, al subir el precio de P_0 a P_2 , la cantidad demandada cae de QD_0 a QD_2 (Ludeña 2019).

1.3.2.2 Estudio Técnico o de ingeniería

El objetivo del estudio de ingeniería del proyecto es resolver todo lo concerniente a la instalación y el funcionamiento de la planta, implica la descripción detallada del proceso, los balances de materiales y de insumos para determinar los requerimientos tanto de materia prima como de insumos, diseño del equipo principal de proceso, simulación del proceso, distribución de la planta y definición del organigrama funcional de la administración (Baca, 2013).

Los principales objetivos del análisis técnico de un estudio de prefactibilidad es verificar la posibilidad técnica de la fabricación del producto; esto se relaciona con la existencia y disponibilidad de la tecnología que permita la obtención del producto; también se busca analizar y determinar el tamaño y la localización, seleccionar o diseñar

el proceso productivo, estimar la cantidad y capacidad de los equipos y maquinaria necesaria, de las instalaciones físicas y de la organización óptima requerida para la producción del bien o el servicio (Baca,2013).

Determinación de la capacidad productiva de la planta

Según Baca (2013), el tamaño de un proyecto es su capacidad instalada, y se expresa en unidades de producción por año y se considera óptimo cuando opera con los menores costos totales o la máxima rentabilidad económica.

El estudio del tamaño de un proyecto es fundamental para determinar el monto de las inversiones y el nivel de operación que, a su vez, permitirá cuantificar los costos de funcionamiento y los ingresos proyectados (Sapag, 2011).

Se presentan tres tipos de capacidad de planta:

Capacidad de Diseño

Es la máxima capacidad de producción para la cual se diseñó el sistema; expresa teóricamente la máxima capacidad que se puede alcanzar (Sapag, 2011).

Capacidad Instalada o del sistema

Nivel máximo de producción que los trabajadores con la maquinaria, equipos e infraestructura disponible pueden generar permanentemente e integrada (Sapag, 2011).

Capacidad Real

Porcentaje de la capacidad instalada que en promedio se está utilizando, teniendo en cuenta las contingencias de producción y ventas, durante un tiempo determinado (Sapag, 2011).

Para evaluar un proyecto, tanto la estimación de los costos de funcionamiento como la de los beneficios se deben calcular con base a la capacidad real (Sapag, 2011).

Determinación del tamaño de Planta

El estudio del tamaño de un proyecto es fundamental para determinar el monto de las inversiones y el nivel de operación que, a su vez, permitirá cuantificar los costos de funcionamiento y los ingresos proyectados. Varios elementos se conjugan para la definición del tamaño: la demanda esperada, la disponibilidad de los insumos, la localización del proyecto, el valor de los equipos, etcétera (Sapag, 2011).

Las especificaciones técnicas de los equipos que cumplen con los requerimientos para la producción pueden presentar tres características respecto del tamaño:

Que la cantidad demandada total sea menor que la capacidad de producción de la tecnología más pequeña existente en el mercado.

Que la cantidad demandada sea similar a la capacidad de producción de alguna tecnología.

Que la cantidad demandada sea mayor que la capacidad de producción de la tecnología disponible (Sapag, 2011).

Proceso Productivo.

El proceso productivo es la creación de un bien o servicio mediante a través de la combinación de recursos necesarios tales como materia prima, mano de obra, inversión, tiempo, etc. con el objetivo de satisfacer la demanda del mercado; para ello se selecciona la tecnología de fabricación a utilizar; la cual deberá de tener en cuenta los resultados del estudio de mercado pues éste dictará la cantidad y calidad que se requieren para la realización del producto (Baca,2013).

Diagrama de Bloques de proceso

Es el método más sencillo empleado para representar un proceso. Consiste en que cada etapa del proceso se encierra en un rectángulo el cual se une mediante flechas con el anterior y el posterior según sea la secuencia productiva, se puede completar la información incluyendo las condiciones de la operación tales como flujo, temperatura y presión.

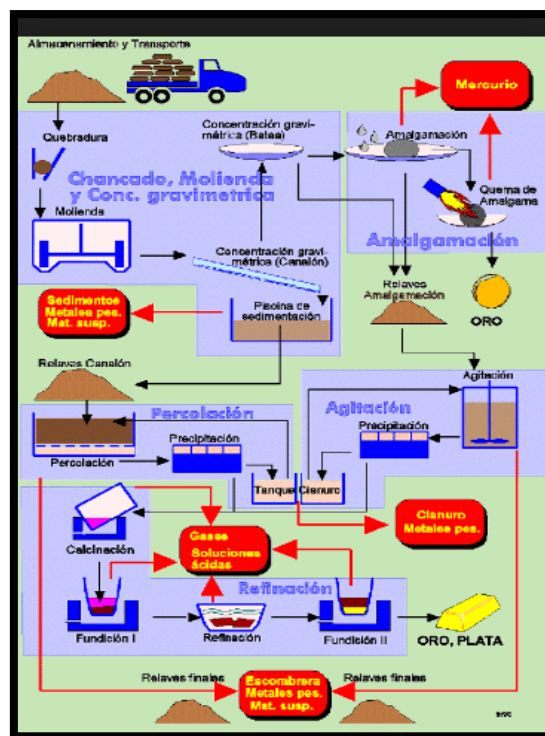


Figura 3 Ejemplo de diagrama de bloques de proceso

Fuente: (Díaz, Jarufe y Noriega, 2003)

Diagrama de Flujo de procesos

El diagrama de flujo de procesos es un diagrama con más detalle que el e información técnica que el diagrama de bloques, en éste se utiliza una simbología internacional aceptada para representar las operaciones efectuadas (Ludeña, 2019).

Significado	Símbolo
Operación	
Inspección	
Actividad combinada	
Transporte	
Almacenamiento	
Demora	

Figura 4 Simbología para el diagrama de recorrido

Fuente: (Díaz, Jarufe y Noriega, 2003).

1.3.2.3 Evaluación económica

La evaluación económica describe los métodos que toman en cuenta el valor del dinero en el tiempo como lo es la tasa interna de rendimiento y el valor actual neto. Este análisis es muy importante pues permite decidir si el proyecto va o no; puesto que normalmente se encuentra complicaciones con el mercado o con la parte técnica, pues existen tecnologías para poder producir casi la totalidad de productos y servicios imaginados, por ello básicamente la decisión de la inversión o no recae sobre los resultados del análisis económico.

Cash Flow y Free Cash Flow

Cash Flow a secas, o Flujo de Caja, es el dinero que entra o sale de una empresa “Free” Cash Flow (FCF), en cambio, es el dinero generado por la empresa que está disponible para todos los que

aportaron capital. Es el efectivo que queda “libre” para devolver a los accionistas, bancos, tenedores de bonos u otros inversionistas, una vez que se han realizado todos los pagos correspondientes a la operación y que se ha reservado dinero para invertir. Puede ser interpretado como la cantidad de efectivo que podrían retirar los accionistas de una empresa sin deuda. (Roca, 2011).

FLUJO DE CAJA					
Flujo de Caja					
1. Detalle de Ingresos	Mes 1	Mes 2	Mes 3	Mes 4	Mes 5
1.1 Ingresos por Ventas	20.000	30.000	22.000	24.000	23.500
1.2 Cobro de Deudas	5.000	4.000	6.000	4.500	5.500
1.3 Otros Ingresos	2.000	1.500	2.500	2.200	2.500
1.0 Total de Ingresos	27.000	35.500	30.500	30.700	31.500
2. Detalle de Egresos					
2.1 Luz	200	210	215	205	210
2.2 Agua	50	55	60	52	55
2.3 Teléfono	200	200	200	200	200
Egresos en Consumo	450	465	475	457	465
2.4 Compra de Mercadería	12.000	12.000	20.000	11.000	10.000
2.5 Salarios	6.000	6.000	6.000	6.000	6.000
2.6 Admin. y Ventas	2.000	2.100	2.100	2.200	2.200
2.7 Impuestos	2.000	2.500	2.200	2.400	2.350
2.8 Amortizaciones	0	0	4.000	4.000	4.000
2.9 Intereses	500	500	500	500	500
Egresos Operativos	22.500	23.100	34.800	26.100	25.050
2.0 Total de Egresos	22.950	23.565	35.275	26.557	25.515
3.0 SALDO NETO	4.050	11.935	-4.775	4.143	5.985
4.0 SALDO ACUMULADO	4.050	15.985	11.210	15.353	21.338

Figura 5 Estructura general de un flujo de caja.

Fuente (Roca, 2011).

1.3.2.4 Estudio Financiero

Al recurrir a un préstamo ya sea bancario o a través de un inversionista para financiar el proyecto, el dueño del proyecto debe asumir el costo financiero que está asociado a todo proceso de otorgamiento de créditos, el cual, tiene un efecto negativo sobre las utilidades, pero positivo sobre la rentabilidad, pues al trabajar con dinero ajeno la rentabilidad se incrementa. (Sapag, 2011).

En resumen, en el estudio financiero a diferencia del estudio económico se contempla la deuda generada por el financiamiento que se le da al proyecto, mientras que en el estudio económico no se considera la deuda; los indicadores financieros que se utilizan son los mismos que para el caso del estudio económico con la salvedad que al incluir la deuda se conocen como valor actual neto y tasa de retorno financieros.

1.3.2.5 Análisis del riesgo asociado al proyecto

Los resultados que se obtienen al aplicar los criterios de evaluación no miden con exactitud la rentabilidad del proyecto, sino solo uno de los posibles escenarios que se pueden dar. Los cambios y variantes de la realidad ya se por factores internos o externalidades son comunes y muy frecuentes (Ludeña 2019). Por ello, la decisión sobre la aceptación o el rechazo de un proyecto debe basarse, más que en los resultados de los indicadores, en comprender el origen de la rentabilidad de la inversión y del impacto de la no ocurrencia de algún parámetro considerado en el cálculo del resultado. (Sapag, 2011)

La importancia del análisis de sensibilidad se manifiesta en el hecho de que los valores de las variables que se han utilizado para llevar a cabo la evaluación del proyecto pueden tener desviaciones con efectos de consideración en la medición de sus resultados (Sapag, 2008).

El riesgo de un proyecto de inversión se relaciona directamente con la variabilidad de los flujos de caja reales respecto a los estimados. Cuanto más grande sea esta variabilidad, mayor es el riesgo del proyecto. (Sapag, 2008). Una de las mejores y más empleadas técnicas para predecir el riesgo es la simulación.

La simulación de diversos escenarios hipotéticos se representa a través de un grupo de relaciones lógicas y matemáticas, y con la ayuda de una computadora; se capturan determinadas características de un sistema y generan una muestra de escenarios. De esa forma, permiten

estudiar el resultado hipotético de diversos cursos de acción, bajo una serie de condiciones pre-establecidas (Ludeña 2019).

En el mercado se ofrecen distintos softwares para llevar a cabo las simulaciones para proyectos de inversión. Entre los más populares, Crystal Ball y @Risk posibilitan trabajar con macros sobre la misma hoja de Excel. (Roca, 2011).

1.4. Formulación del Problema.

¿Es factible la Instalación De Una Planta De Producción De Alcohol Carburante A Partir Del Sorgo Dulce En La Región Piura?

1.5. Justificación e importancia del estudio.

1.5.1 Justificación social

Los combustibles fósiles son recursos no renovables y por ende están destinados a extinguirse con el pasar de los años por lo que nos vemos en la imperiosa necesidad de buscar nuevas fuentes de energía, una alternativa atractiva es el uso de combustibles ecológicos o biocombustibles, específicamente el bioetanol es una buena opción, independientemente de la materia prima que se elabore (Chávez, 2007).

1.5.2 Justificación ambiental

Los combustibles de origen fósil, tal como el petróleo, la gasolina y el gas natural, producto de su combustión eliminan al medio ambiente una serie de compuestos tóxicos como el dióxido y monóxido de carbono (CO₂ y CO), compuestos sulfurados, etc., éstos compuestos generan un impacto negativo en el medio ambiente como los son la polución, incremento del efecto invernadero, deterioro de la capa de ozono, etc.; por ello al emplear

combustibles de origen renovable como el alcohol carburante se reducen las emisiones contaminantes reduciendo el daño al medio ambiente.

1.5.3 Justificación legal

Por otro lado, según el Reglamento de la Ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles, desde junio del 2006 las gasolineras en el país deben contener 7,8 por ciento de etanol, lo cual supone una demanda nacional de etanol carburante considerable teniendo en cuenta el parque automotor peruano (Ley 28054, 2006) Arti_6_DS- 13_2005_EM).

1.5.4 Justificación técnica

Desde el punto de vista técnico, la producción de alcohol carburante con sorgo dulce requiere menos consumo de agua, lo que a su vez se traduce como menos gasto energético; además de ello supone una ventaja importante, teniendo en cuenta que en Piura se tiene escasez de éste recurso; además de cuenta con la existencia y disponibilidad de diversas tecnologías que permiten producir a nivel industrial el alcohol carburante.

1.6. Hipótesis.

La instalación de una planta de producción de alcohol carburante a partir de Sorgo Dulce en la región Piura, es factible.

1.7. Objetivos

1.7.1. Objetivos General

Determinar la prefactibilidad para la Instalación De Una Planta De Producción De Alcohol Carburante A Partir Del Sorgo Dulce En La Región Piura.

1.7.2. Objetivos Específicos

Realizar el estudio de mercado correspondiente, para determinar la oferta, demanda y el precio del alcohol carburante.

Desarrollar el estudio técnico del proyecto, a fin de determinar la capacidad productiva de la planta, seleccionar la mejor tecnología a usar, describir el proceso, desarrollar los balances de materia y energía, realizar el diseño del equipo principal de proceso y describir los auxiliares de proceso (Vapor, agua, energía eléctrica).

Realizar el correspondiente estudio económico y financiero del proyecto, a fin de determinar la inversión requerida, el financiamiento y la rentabilidad para los accionistas.

Realizar un análisis del riesgo asociado al proyecto debido a cambios probables, que se pudieran dar y por otro lado para determinar las variables económicas más sensibles.

II. MATERIAL Y MÉTODO

2.1. Tipo y Diseño de Investigación.

2.1.1. Tipo de investigación

Cuantitativa, porque utiliza magnitudes numéricas que pueden ser tratadas con métodos estadísticos, como, por ejemplo: se determina la capacidad de planta en toneladas/hora, se utiliza indicadores económicos para determinar la rentabilidad tales como Valor actual neto y tas interna de retorno, los cuales utilizan valores numéricos.

Aplicada, porque se aplica conocimientos y teorías para la realización de un estudio de prefactibilidad para la instalación de una planta industrial (Ludeña, 2019)

Descriptiva, porque describe los fenómenos observados, elabora a nivel descriptivo, material documentario, tal como estudio de mercado, estudio técnico (Diseño de equipos, balance de materiales y energía) y financiero. (Empleo de indicadores, VAN, TIR, B/C).

2.1.2. Diseño de la investigación:

El diseño de la investigación “es la estrategia general que adopta el investigador para responder al problema planteado” (Arias, 2006).

El diseño de la presente investigación es no experimental propositiva.

Dado que la investigación es descriptiva se optará por el diseño transversal no experimental, pues se observarán ambas variables para su descripción, mediante un proceso de recolección de datos, pero no se modificarán deliberadamente las variables de estudio, solo se observará en su medio.

Simbólicamente el diseño se representa de la siguiente manera:

	t1
y1	o1
	x1
	z1

Donde:

y1: Es la muestra que para nuestro caso es el total de plantas productoras de alcohol carburante en el Perú (solo 2)

o1: Es la observación realizada en el proceso productivo del alcohol carburante.

x1: Análisis documentario realiza en relación al alcohol carburante.

z1: Análisis documentario realiza en relación al estudio de prefactibilidad.

2.2. Población y muestra.

2.2.1 Población

Desde el punto de vista de unidad de análisis nuestra población lo constituyen todas las plantas industriales de alcohol carburante existentes a nivel nacional.

-Planta Industrial de Sucroalcolera del Chira (Grupo Romero)

-Planta Industrial Agroaurora (Grupo Gloria)

Por otro lado, desde el punto de vista de los potenciales clientes a quienes se le piensa vender seria los principales países importadores de etanol anhidro.

-Alemania

-Países Bajos

-Estados Unidos

-Reino Unido

-Japón

2.2.2 Muestra

Para ambos casos; puesto que la población es finita y pequeña (Dos plantas industriales de alcohol carburante) se tomará toda en su conjunto para el estudio y esto se denomina muestreo censal, López (1999), opina que “la muestra es censal es aquella porción que representa toda la población” (p.123).

2.3. Variables, Operacionalización.

Según Arias (2006), “Una variable es una cualidad susceptible a sufrir cambios, un sistema de variables consiste, por lo tanto, en una serie de características por estudiar, definidas de manera operacional, es decir, en función de sus indicadores o unidades de medidas” (p.43).

Para nuestro caso se tiene:

Variable Independiente: Estudio de Prefactibilidad

Variable Dependiente: Instalación de la Planta de Alcohol Carburante

Tabla 1.-

Operacionalización de variables

Variable	Dimensión	Sub-Dimensión	Indicador	Ecuación	Técnica	Instrumento
Instalación Planta Alcohol Carburante	Materias primas	Azucaradas	Rendimiento/Hect.	Tn/hectárea	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
		Lignocelulosas	Rendimiento/Hect.	Tn/hectárea	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
	Tecnologías	Desti. Azeotrópica	Consumo energía	Kcal/Kg alcohol	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
		Dest. A Vacío	Consumo energía	Kcal/Kg alcohol	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
		Fluidos Supercrít.	Consumo energía	Kcal/Kg alcohol	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
		Tamices Molecul.	Consumo energía	Kcal/Kg alcohol	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
Estudio de Prefactibilidad	E. Mercado	Oferta	Oferta	Cantidad de Alcohol producida (LPD)	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
		Demanda	Demanda	Cantidad de Alcohol requerida (LPD)	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
	E. Técnico	Capacidad prod.	Rendimiento Ind.	Litros alcohol/Tn sorgo molido	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
		Balance Materia	Consumo de sorgo	$E-S+Gen-Cons = 0$	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
		Balance Energía	Consumo de vapor	$E-S+Gen-Cons = 0$	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
	E. Económico	Rentabilidad	VAN-económico	$-I+Qn/(1+r)^n$	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
			TIR-económico	$-I+Qn/(1+r)^n = 0$	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
			TR-económico	Inversión total/flujo neto	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
	E. Financiero	Rentabilidad	VAN-financiero	$-I+Qn/(1+r)^n$	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
			TIR-financiero	$-I+Qn/(1+r)^n = 0$	Análisis Docum.	Hoja de análisis.
TR-financiero			Inversión total/flujo neto	Análisis Docum.	Hoja de análisis.	

Fuente: Elaboración propia.

2.4. Técnicas e instrumentos de recolección de datos, validez y confiabilidad.

2.4.1. Técnicas de recolección de datos:

“Se entenderá por técnica, el procedimiento o forma particular de obtener datos o información” (Arias 2006, pág. 67)

Para la recolección de los datos requeridos para lograr los objetivos de esta investigación, se utilizó básicamente la técnica conocida como análisis documentario.

2.4.1.1 Análisis documentario:

El análisis documentario se realizó a partir de la revisión bibliográfica de fuentes secundarias, tal como libros, tesis y artículos (Ludeña, 2019).

2.4.2. Instrumentos de recolección de datos:

2.4.2.1 Hoja de análisis

Este instrumento corresponde a la técnica de análisis documentario y se emplea a lo largo del desarrollo del trabajo (Ludeña, 2019).

Para la parte del estudio de mercado, se utiliza para recopilar datos sobre oferta, demanda, precios, la cual se recopila de fuentes secundarias tales como artículos, estadísticas, etc.

Para el estudio técnico, referido al proceso productivo, se recopilan los datos de los parámetros de operación referidos al flujo másico y volumétrico, a las temperaturas de operación, etc.

Para el estudio económico, se emplea para recopilar información contable referida al total de costos en que se incurre en una planta industrial típica de bioetanol.

2.5. Procedimientos de análisis de datos

Se divide en tres etapas, primero, se realizó la recolección de los datos utilizando los instrumentos necesarios para recopilar la información de los distintos procesos referidas a plantas industriales de Bioetanol, segundo se realiza la tabulación de los datos recolectados, finalmente se grafican y se realiza la discusión de resultados.

2.6 Aspectos éticos

Se consideran diversos aspectos éticos como originalidad veracidad y confidencialidad.

2.6.1. Originalidad:

Para la realización del presente proyecto se utilizaron y utilizarán fuentes bibliográficas respetando las normas APA 2016 en su 6ta edición. (Ludeña, 2019).

2.6.2. Veracidad:

La información obtenida se basará en hechos verídicos, producto de análisis y entrevistas no estructuradas con las diferentes personas relacionadas al rubro, tal como lo son: Ingenieros de turno, jefes de área, superintendente de producción, operarios.

2.6.3. Confidencialidad:

Durante el desarrollo de la investigación de ser necesario utilizar los nombres de algunos de los entrevistados sólo será posible si dichos trabajadores lo autorizan.

En vista de las implicaciones éticas para la continuación de la investigación se hace énfasis que si existiera alguna información confidencial no será reflejada en la investigación.

2.7 Criterios de Rigor científico.

2.7.1. Confiabilidad:

Para el caso del análisis documental se optó por fuentes ya establecidas de los instrumentos a utilizar, los cuales se encuentran citados en la parte inferior.

2.7.2. Validez:

Todo instrumento que se utilice en la presente investigación ya estará validado, dado que deberá haberse usado con anterioridad en otras investigaciones con resultados factibles.

III. RESULTADOS

3.1. Resultados mostrados en Tablas y Figuras

3.1.1 Estudio de mercado del Alcohol carburante

3.1.1.1 Estimación de Demanda de Alcohol Carburante en el mercado interno.

Se realiza la estimación de demanda para el año 2018, teniendo como data base el consumo de etanol carburante registrado desde el año 2006 hasta el 2016, obtenidos de PETROPERU; a partir de estos datos se extrapola hasta el 2020, y extraemos el dato correspondiente al 2018.

Dichos cálculos, se realizan empleando la hoja de cálculo de Microsoft Excel y se muestran a continuación en la tabla n° 2.

Tabla 2.-

Datos extrapolados a partir de los datos obtenidos de Petroperú

Año	Código	MBD
2006	1	1.60
2007	2	1.64
2008	3	1.58
2009	4	1.51
2010	5	1.47
2011	6	1.45
2012	7	1.44
2013	8	1.41
2014	9	1.40
2015	10	1.38
2016	11	1.36
2017	12	1.31
2018	13	1.28
2019	14	1.27
2020	15	1.25

Fuente: PETROPERU, presentación sobre “Biocombustibles en el Perú” en el Seminario Internacional “Desarrollo de cultivos alternativos”, 2007.

Tal como se muestra en la tabla 2, se obtiene para el año 2018, una demanda de 1.28 mil barriles de alcohol carburante diario; lo que equivale a 203.5 m³/d. Dicha demanda es relativamente baja pues con tan solo la producción de una de las plantas de Alcohol carburante que se tiene en la región Piura, se abastece el mercado interno; por ende, se concluye que no existe demanda insatisfecha en el mercado interno.

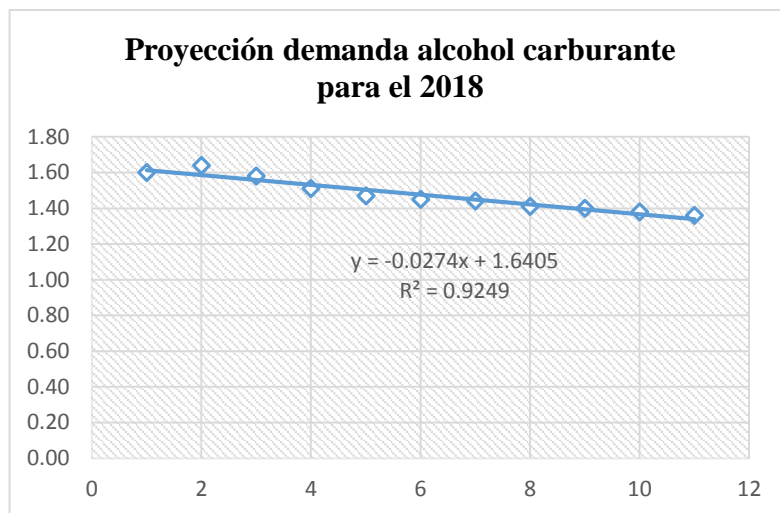


Figura 6 Grafica de proyección de demanda de alcohol carburante para el año

Fuente: Elaboración propia a partir de los datos extraídos de PETROPERU

A partir de los datos mostrados en la tabla n° 2, se elabora la gráfica para determinar la proyección de la demanda de alcohol carburante para el año 2018, también se añade la ecuación de la línea de tendencia proporcionada por la hoja de cálculo de Excel, así como también el estadístico R², que indica el nivel de precisión de la ecuación, el cual nos arroja un valor de 0.9249 al ser mayor a 0.90 se concluye que el grado de correlación es aceptable de manera que se aceptan como válidos los datos de la regresión lineal.

3.1.1.2 Oferta actual en el mercado Interno

La oferta de alcohol anhidro, está recién en crecimiento, teniendo como únicos productores a la Empresa Caña Brava, perteneciente al Grupo Romero y a la Empresa Agroindustrial Aurora, perteneciente al Grupo Gloria, ambos ubicados en Piura, con capacidades instaladas de 300 000 y 400 000 L/día, respectivamente.

3.1.1.3 Demanda actual en el mercado externo.

El etanol carburante y el diésel de origen renovable están siendo considerados últimamente como una fuente energética renovable

alternativa a los combustibles tradicionales fósil, capaz de atenuar graves problemas ambientales. El mercado de estos biocombustibles, aún está en crecimiento debido a la demanda mundial, pero tiene gran potencial de crecimiento a nivel mundial. (Furtado, A. 2009)

Países	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015
Brasil	2 087 740	1 499 680	3 253 490	2 980 700	3 256 700	6 061 880	6 121 720	6 860 700	6 855 770
EEUU	515 000	153 000	531 300	489 512	147 294	2 639 070	2 069 760	2 146 760	2 226 648
Pakistán	279 120	532 770	137 250	256 160	814 370	903 670	903 682	903 694	903 706
Indonesia	739 600	952 835	755 700	818 496	929 276	878 062	669 420	125 020	99 770
Cuba	0	0	1 334 400	1 337 600	0	2 177 760	2 229 880	1 850 048	1 900 368
China	159 835	928 000	749 920	613 300	164 250	1 031 640	1 375 720	984 520	991 040
India	185 500	0	137 000	137 000	0	150 700	178 443	187 950	188 020
Finlandia	0	0	1 180 059	2 360 118	3 000 600	590 472	590 885	691 035	463 305
Francia	323 500	268 268	340 340	478 239	960 096	840 168	828 207	804 201	768 783
Canadá	0	0	102 012	96 036	0	894 770	894 780	894 790	895 670
Taipei Chino	0	0	108 020	135 025	0	1 167 030	194 035	199 990	219 989
Alemania	18 000	0	96 080	97 200	33 060	108 094	110 807	108 520	111 233
Sudafrica	0	0	197 200	173 600	0	195 800	198 800	197 600	197 200
Reino Unido	10 500	70 140	168 462	252 462	70 140	205 009	205 189	180 027	180 036
Paraguay	0	169 308	450 135	460 017	80 096	6 723 723	7 937 723	4 703 571	2 821 367
Australia	17 130	55 342	59 955	54 816	56 529	194 381	189 094	105 807	106 197
Bélgica	0	0	320 016	560 028	435 600	600 003	800 004	880 484	920 004
Bolivia	0	0	854 480	815 640	0	893 792	894 784	895 776	896 768
El Salvador	0	34 178	80 684	80 004	60 006	169 008	179 248	160 256	180 018
Italia	0	811 772	937 937	918 000	969 210	973 200	974 400	976 800	979 200
Jamaica	0	0	506 837	614 784	160 768	2 532 588	8 831 899	204 720	259 312
Corea	172 100	600 900	915 000	891 000	817 000	917 200	878 200	815 100	816 200
Papua Nueva	0	0	1 003 104	1 009 296		1 040 256	1 077 408	1 080 504	1 133 136
Arabia Saudita	88 184	94 689	97 389	99 488	30 806	178 318	204 318	199 818	171 015
Viet Nam	233 400	559 200	651 780	670 500	630 000	940 680	953 092	947 916	947 916
Tailandia	101 556	378 999	698 040	738 180	810 540	189 818	208 818	219 121	250 424

Figura 7 Demanda histórica de etanol a nivel externo en unidades (millones de litros)

Fuente: TRADEMAP

A partir de los datos de TRADEMAP, la demanda histórica de etanol durante los años 2007 a 2016 se resume en la tabla mostrada líneas abajo, a partir de la cual se realiza la proyección para estimar la demanda futura de alcohol carburante (etanol).

Tabla 3.-

Proyección de demanda externa en galones

Año	Ítem	Demanda Etanol
2007	1	4931165
2008	2	7109081
2009	3	15666590
2010	4	17137201
2011	5	13426341
2012	6	33197092
2013	7	39700316
2014	8	27324728
2015	9	25483095
2016	10	33000000
Proyección Demanda Externa		
2017	11	37000000
2018	12	40000000
2019	13	43000000
2020	14	46000000

Fuente: Propia

Tal como se observa en la tabla n° 3, para el año 2018, se demanda 40 mil millones de galones de alcohol carburante.

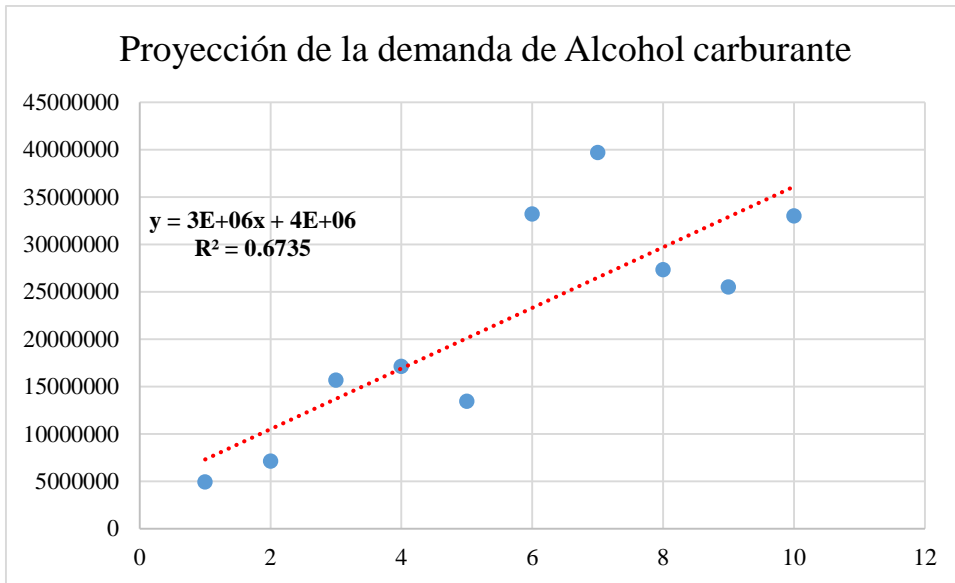


Figura 8 Proyección de la demanda de Alcohol carburante

Fuente: Propia

Según la gráfica n°8 se observa que la relación entre la demanda externa y el tiempo es directamente proporcional, pues cada año se incrementa la demanda de etanol debido a la gran tendencia mundial que se tiene es utilizar recursos de origen renovables tal como el alcohol carburante (etanol) y el biodiesel.

La ecuación que se ajusta y describe matemáticamente ésta relación entre ambas variables es: Demanda etanol = 3×10^6 (años) + 4×10^6 ; con un coeficiente de correlación de 0.67.

3.1.1.4 Oferta actual en el mercado externo.

Se prevé que la producción mundial de etanol aumente durante el periodo de las perspectivas, de más o menos 114 Mml en 2014 a cerca de 134.5 Mml para 2024 (Figura 1). Se espera que dos tercios de este aumento procedan de Brasil, sobre todo para satisfacer la demanda interna. Los dos principales productores de etanol, con mucho, son aún Estados Unidos de América y Brasil, seguidos por la Unión Europea y República Popular de China.

Atendiendo a la figura mostrada líneas abajo se proyecta una producción mundial de alrededor de 120 mil millones de litros para el 2018, lo cual equivale a 32 mil millones de galones.

Por lo tanto, ante una demanda de 40 mil millones de galones de alcohol carburante, se tiene una oferta de 32 mil millones de galones, por lo cual se tendría una demanda insatisfecha de alrededor de 8 mil millones de galones para este año.

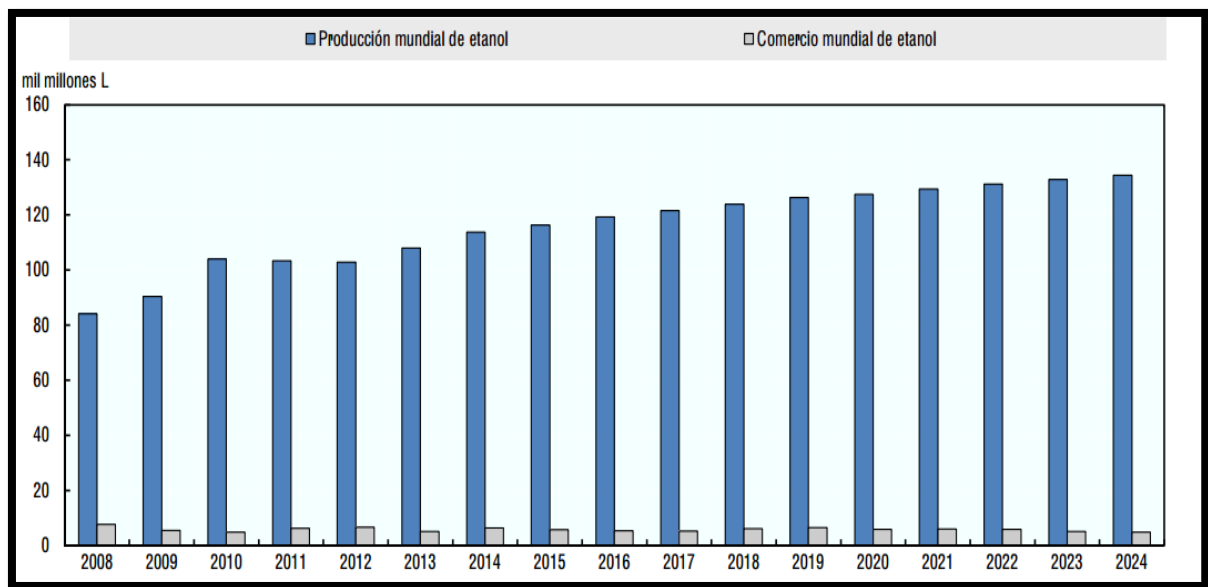


Figura 9 Proyección de la producción mundial de etanol carburante

Fuente: Fuente: OCDE/FAO (2015), “OECD-FAO Agricultural Outlook”, OECD Agriculture Statistics (base de datos) <http://dx.doi.org/10.1787/agr-outl-data-en>.

Estimación del precio de venta.

Para estimar el precio de venta del Alcohol Carburante es necesario tener como referencia el precio internacional, puesto que la producción apunta hacia el mercado internacional Actualmente el precio del alcohol anhidro en el mercado exterior fluctúa alrededor de \$ 0.80 /L. para el alcohol rectificado \$0.6/L, alrededor de \$0.32/L para el alcohol industrial y \$0.1/L para el óleo fusell (Departamento de ventas de Sucrolera el Chira, último semestre del 2015).

3.1.2 Estudio Técnico

3.1.2.1 Determinación de la capacidad de la Planta.

La capacidad de planta está en función, a varios factores como demanda del mercado, disponibilidad de materia prima y financiamiento.

Para nuestro proyecto se considera que son dos los principales factores que deciden la capacidad de la planta: la demanda en el mercado y la disponibilidad de materia prima.

Capacidad de planta en función a la demanda del mercado.

Es bien sabido que en el Perú existe un superávit, en cuanto a la producción de etanol anhidro en el Perú (Ludeña, 2019).

Según Agrodataperu, en el 2014 se exportó 103.4 millones de litros al año, un equivalente de 81578 toneladas de alcohol (Agrodataperu, 2015). Además, se tiene proyectos de instalación de nuevas plantas de etanol anhidro en Piura, donde destaca la futura planta del grupo COMISA (Corporación Miraflores S.A.) que tiene proyectado construir una planta que en la primera etapa producirá 300000 litros por día (LPD), en la segunda etapa 600000 litros por día (LPD) y en una tercera etapa llegar a un millón de litros por día LPD

Por otro lado, está el proyecto del grupo gloria ubicado en Olmos, el cual a la fecha se encuentra ya en la fase de pruebas.

Sin embargo, todos estos proyectos tienen un factor en común que utilizan como materia prima la caña de azúcar.

En conclusión, para nuestro caso particular, la demanda del mercado no es una variable que tenga un impacto considerable en la determinación de la capacidad de la planta.

Capacidad de planta en función a la disponibilidad de materia prima.

En Piura a diferencia de la caña de azúcar, la producción de sorgo aún no está industrializada a pesar de los varios miles de hectáreas en las

que se cultiva y con las que se cuenta. Sin embargo, el consumo de agua por hectárea del sorgo es casi la mitad que, para el caso de la caña de azúcar, lo cual supone una ventaja altamente competitiva, más aún en estos tiempos en los que se carece del tan valioso recurso hídrico.

Se tiene conocimiento que la industria Sucroalcolera del Chira (Caña Brava), estuvo haciendo pruebas de laboratorio y en planta durante el año 2013, con resultados alentadores en cuanto a Grados Brix (Medida indirecta de la cantidad de azúcares en el mosto) y ART (azúcares reductores totales) y fibra; sin embargo, tuvieron problemas con la extracción en difusor, por un tema de diseño.

Tabla 4.-

Humedad, Brix y % ART en precosecha

Tratamiento con Hojas										
Fecha	Equipo	Turno	Parcela	Fundo	Estado	Variiedad	% Humedad	% Brix	% ART	Observaciones
05/07/2013	2	1	1	San José	Planta	Sorgo	79.98	9.70	5.99	T5-CON HOJAS
12/07/2013							72.44	11.52	7.72	T5-CON HOJAS
18/07/2013							72.14	5.59	7.98	TRAT-5 CON HOJAS
20/07/2013							72.22	12.66	8.42	TRAT.5 CON HOJAS
27/07/2013							69.08	4.98	8.30	T5- CON HOJAS
03/08/2013							68.22	10.83	8.35	M:1/TRAT.5 CON HOJAS
03/08/2013							68.86	8.01	9.38	M:2/TRAT.3 CON HOJAS
03/08/2013							66.20	7.53	9.81	M:2/TRAT.5 CON HOJAS
03/08/2013							68.88	10.35	10.71	M:4/TRAT.5 CON HOJAS

Fuente: Sucroalcolera el Chira.

Por otro lado, como datos referenciales tenemos que actualmente las capacidades instaladas de las plantas Agroaurora y Sucroalcolera del Chira son 400 m³/d y 300 m³/d, respectivamente.

Teniendo en cuenta que en el Perú no se utiliza sorgo actualmente como materia prima para la producción de alcohol carburante, por lo que no se cuenta con data histórica al respecto, además para no comprometer grandes inversiones iniciales y futuros financiamientos, se cree conveniente lanzar la producción primero a una capacidad conservadora, por lo que se trabajará con una capacidad instalada de 200 000 L/d, con la salvedad que se contempla la idea de una expansión futura de la capacidad de Planta. Para esta capacidad, se requiere un abastecimiento continuo de 130 TN/h de sorgo dulce, con un ART promedio de 12% y una cantidad de fibra de 13%, cantidad que es completamente accesible teniendo en cuenta que la Sucroalcolera del Chira ha llegado a moler alrededor de 100 TN/h, solo en su fase de prueba.

3.1.2.2 Selección de la Tecnología

En base a la recopilación bibliográfica, realizada en el capítulo dos, referida al marco teórico, se presenta de forma resumida las principales características de las diferentes tecnologías empleadas para la obtención de alcohol carburante.

D. Azeotrópica.	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Consta de tres columnas y un decantador. ✓ Uso de químicos tóxicos. ✓ Altos requerimientos energéticos. ✓ Se necesita una sola columna.
D. al Vacío.	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Poco utilizado a nivel industrial. ✓ Alto consumo energético. ✓ Alto costo de capital.
E. con Fluidos Supercríticos.	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Se necesita dos columnas y un extractor. ✓ Opera a altas presiones. ✓ Bajo consumo energético.
D. Extractiva.	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Se necesita dos columnas como mínimo. ✓ Debe tener una etapa adicional de recuperación del agente. ✓ Alto costo de capital.
Tamices Moleculares.	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Se necesita dos tamices moleculares y una columna concentradora. ✓ No utiliza sustancias ajenas al proceso. ✓ El proceso es inerte. ✓ Bajo requerimiento energético. ✓ El proceso es simple y fácil de

Por otro lado, el consumo de energía demandado en la producción de un kilogramo de etanol anhidro es uno de los principales parámetros para la evaluación de una tecnología en particular.

Tabla 5.-

Gastos energéticos por tecnología

Tecnología	kcal/kg de etanol
Destilación a vacío	3.682,7
Destilación azeotrópica	2.958,6
Destilación extractiva	2.555,3
Tamices moleculares	2.325,5

Fuente: (Quintero, 2007).

En conclusión, por un tema de eficiencia energética, seguridad y simplicidad, se elige a la tecnología de los tamices moleculares como la mejor opción para la obtención de alcohol carburante.

Concepción simplificada de la planta de Alcohol Carburante.

La planta de alcohol carburante se constituye de ocho etapas. Inicia con la Recepción de la materia prima, que para nuestro caso es el sorgo dulce, el cual hace su ingreso a través de carretas de volteo lateral, para lo cual se hace necesario la utilización de una grúa hilo; seguido de lo cual se transporta a través de los conductores de faja hacia las picadoras para su reducción de tamaño y en seguida de ello ingresan a un desfibrador en donde se obtienen fibras de sorgo dulce, de esta manera, el sorgo desfibrado ingresa a la etapa de extracción para lo cual se requiere un difusor, una vez extraída todos los azúcares de las fibras de sorgo, el jugo se bombea hacia los evaporadores y el bagazo es enviada mediante conductores de faja hacia la caldera para ser utilizado como combustible en la generación de vapor. Por otro lado el jugo ya evaporado y previamente enfriado es bombeado hacia los fermentadores donde los azúcares presente en el jugo se convierten en alcohol con desprendimiento de energía en forma de calor y también se obtiene como sub producto Dióxido de carbono que se libera hacia la atmosfera; posteriormente el jugo fermentado (vino), se bombea hacia la destilería donde eleva su concentración de alrededor de 8° GL a 95°GL, para después ingresar a la última etapa de deshidratación donde el alcohol eleva su concentración de 96°Gl hasta 99.9°GL.

Por otro lado la caldera produce dos tipos de vapor uno de mediana presión (3.5bar) utilizado en la etapa de deshidratación y otro de baja presión (1.5 bar) empleado en la destilación.

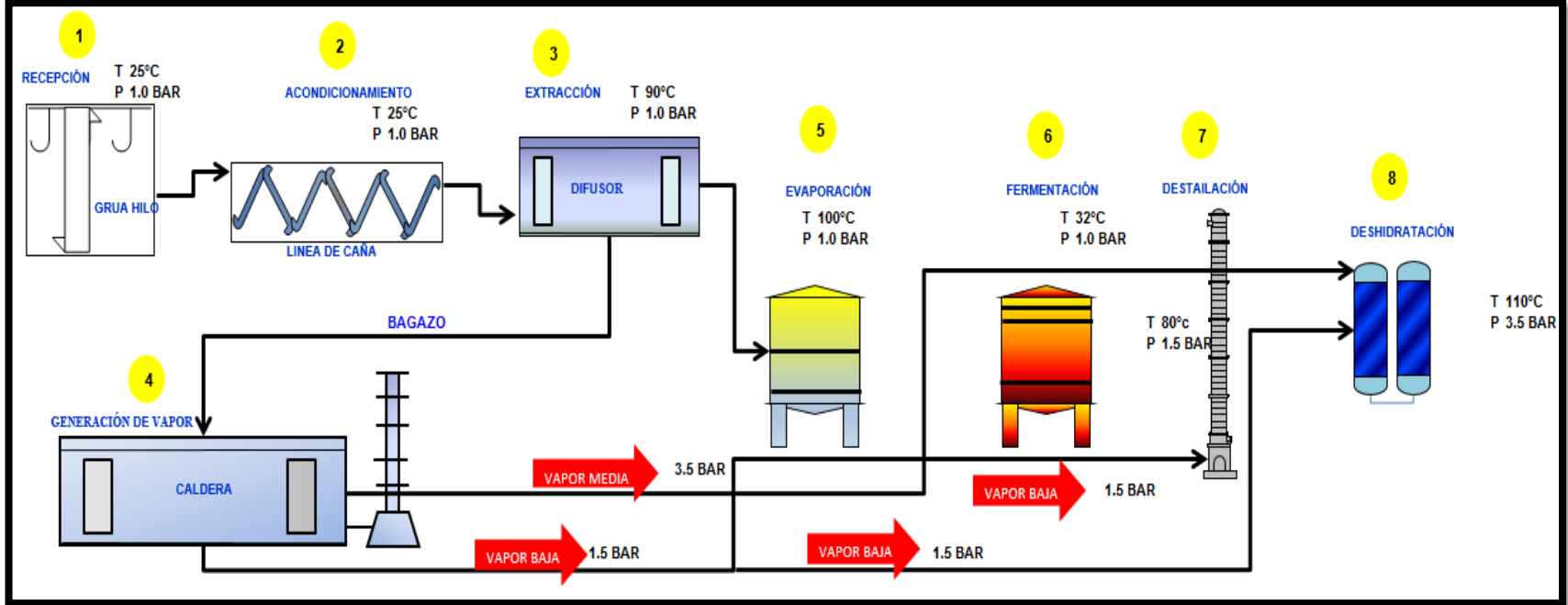


Figura 10 Concepción simplificada de la planta de Alcohol Carburante

Fuente: Elaboración propia

3.1.2.3 Proceso productivo industrial

Preparación De La Materia Prima:

El objetivo principal de este tratamiento, radica en su acondicionamiento para la molienda, y consiste en trozar el sorgo dulce, de forma similar al que se hace con la caña, en porciones cada vez más pequeñas para así facilitar la extracción del jugo; para lo cual se hace necesario que el sorgo sea sometido a la acción de equipos de corte y desfibrado tales como la picadoras y desfibrador en las primeras se obtiene una reducción de tamaño de hasta 10 cm y en el segundo se desfibra el sorgo para dejar expuestas las células para optimizar la extracción de jugo.

Extracción Del Jugo

A nivel industrial usualmente se utilizan dos formas de extracción; por trapiches y por difusor, siendo más utilizada en los últimos años la extracción por difusión en virtud a su mejor eficiencia, fácil mantenimiento y operación frente a los trapiches, por ello para este trabajo se considera la extracción por difusor.

El sorgo desfibrado ingresa al difusor en donde se mezcla con agua caliente a una temperatura aproximada de 90°C, la cual hace posible la lixiviación, es decir disuelve y extrae todo el jugo de las fibras de sorgo, la estructura mecánica del difusor consta de dos partes, una superior (Plancha perforada móvil) y una inferior (Colectores), la superior esta provista de una plancha de acero perforada móvil que transporta a las fibras del sorgo, la perforación sirve para dejar pasar la parte líquida a los colectores ubicados en la parte de abajo, en cuanto al accionamiento se realiza a través de un motor eléctrico, que a su vez transmite el movimiento a un reductor de velocidad que reduce las revoluciones del motor a una velocidad promedio de 1m/s.

Por su parte los colectores reciben el jugo o mosto proveniente de la parte superior y a través de bombeo son regresados al difusor a fin de recircular el jugo y de esta manera incrementar la concentración del jugo de salida, hasta una concentración aproximada de 10 °Brix; este jugo caliente se bombea hacia los calentadores y luego a los evaporadores.

Finalmente, el bagazo del sorgo que sale del difusor con una humedad promedio de 80% es conducido a través de fajas transportadoras a un rolo desaguador y luego aun molino de masas de donde se obtiene un bagazo de sorgo con una humedad promedio de 50%, dicho bagazo es conducido a la caldera donde se quema par la producción de vapor.

Evaporación del Jugo

La evaporación tiene por finalidad concentrar el mosto proveniente del difusor, para esto se hace uso de evaporadores, el jugo proveniente del difusor que sale a una temperatura promedio de 90°C, y a una concentración de 10° Brix, es sometido a un calentamiento, donde alcanza una temperatura de 110°C, a éstas condiciones ingresa a los evaporadores, donde eleva su concentración de 10°Brix a 20° Brix y sale a una temperatura de 110°C, la concentración es posible gracias a la eliminación de agua en forma de vapor.

Fermentación

Consiste en la conversión de azúcares del mosto, principalmente en etanol, productos secundarios (ácidos orgánicos, alcoholes superiores, etc.) dióxido de carbono y energía, haciendo uso de la levadura (*saccharomyces cerevisiae*).

El mosto proveniente de los evaporadores es enfriado en una batería de intercambiadores de calor de placas hasta una temperatura de 32°C,

temperatura a la cual ingresa a los tanques de fermentación, una vez terminado la fermentación se obtiene un mosto fermentado o vino, con una graduación alcohólica de 10% en porcentaje de alcohol, este mosto fermentado es bombeado hacia el área de centrifugación.

Variables a controlar en la fermentación:

Temperatura: Se debe manejar entre 28 y 32°C., de lo contrario la levadura se estresará.

Viabilidad: Debe estar en el orden de 90 a 95 %. para obtener un buen rendimiento de la misma, si es menor los tiempos de llenado y atenuado se dilatan, haciendo impráctica la fermentación.

Biomasa: Mayor a 200 millones de células/cm³.

Tiempo de llenado: No debe ser mayor a 8 horas.

Tiempo de atenuación: No debe ser mayor a 4 horas.

Tiempo de retención: No debe ser mayor a 4 horas, de lo contrario la concentración de alcohol presente en el fermentador inhibe el metabolismo de la levadura.

Grado Alcohólico: Deberá fluctuar entre 8 y 10°GL.

Centrifugación

El mosto fermentado y levadurado (con levaduras), es bombeado hacia el área de centrifugación donde se separa la levadura del mosto, obteniéndose por un lado la crema de levadura que regresa previo tratamiento hacia la fermentación y por otro lado el mosto fermentado deslevadurado (sin levadura), el cual se bombea al área de destilación.

Pre fermentación

La etapa de prefermentación corresponde básicamente al tratamiento que se le da a la crema de levadura, antes de reingresar al proceso de

fermentación, en ésta etapa se le agrega al pie de levadura, nutrientes como nitrógeno y potasio y también se realiza una corrección del PH (potencial hidrogeno), con ácido sulfúrico, en resumen, es la etapa en donde la levadura se acondiciona y reposa para retornar a los tanques fermentadores.

Destilación

Comprende la obtención del alcohol hidratado a partir del vino obtenido como producto de la fermentación, para dicha operación es necesario hacer pasar el vino por un conjunto de columnas de destilación en donde gradualmente va incrementando su grado alcohólico hasta llegar a 95° Gl, en esta etapa además de obtenerse el alcohol rectificado se obtienen subproductos como el aceite fusell, la vinaza y las flegmasas.

El aceite fusell, es un subproducto de baja calidad que se utiliza para la elaboración de pinturas, por su parte la flegmasas se suelen reutilizar en el proceso para el lavado de los tanques de prefermentación y fermentación.

Por otro lado, la vinaza es utilizada para regar terrenos de cultivo por su alta contenido de materia orgánica y sales como potasio.

La recuperación de alcohol se realiza por destilación multiefecto (reutilización de vapor). El vino se alimenta a tres columnas, una mostera, una depuradora y una rectificadora (Ludeña 2019).

La columna mostera opera con una temperatura de base de entre 105 a 108°C., una presión de vapor de aproximadamente 20 psig, y un flujo de vino de 90 m³/h, constituida por 30 platos, por su parte el vino

hace su ingreso en el plato 29 y es aquí donde se concentran los primeros vapores alcohólicos hasta aproximadamente 35° GL, para luego hacer su ingreso a la columna depuradora. La columna mostera es la que necesita un mantenimiento periódico, que está en función básicamente de la composición del vino, de manera que es recomendable la utilización de un antincrustante para que minimice la incrustación (Palacio, 1980).

Por otro lado, la vinaza obtenida por el fondo de esta columna es utilizada como medio de calentamiento en el calentavinos (I-2), el cual tiene como finalidad elevar la temperatura del vino de alimentación, antes de ingresar a la columna.

La columna depuradora opera con una temperatura de base de entre 85 a 90°C y una presión de vapor de entre 18 a 20 lb/pulg², esta columna recibe los vapores alcohólicos provenientes de la columna mostera, en el plato 20 y es aquí donde aumenta su graduación alcohólica hasta 94°GL, parte del alcohol obtenido aquí se extrae y parte se alimenta a la columna rectificadora por el plato 37; por otro lado, la flema obtenida por los fondos es alimentada a la rectificadora por el plato 4.

La columna rectificadora opera con una temperatura de base de entre 105 a 108°C., una presión de vapor de 16 psig, eleva la graduación alcohólica de 94°GL, que proviene de la columna depuradora hasta 96°GL, obteniendo así el alcohol rectificado. Es en esta columna se extrae solo el aceite fusel bajo de plato 4, mientras que el fusel alto es enviado directamente a la segunda.

Deshidratación

Es la última etapa del proceso y corresponde a la purificación del producto para esto se hace necesario de una tecnología que permita deshidratar el etanol hidratado esto es incrementar su graduación alcohólica como mínimo a 99.9°Gl.

Para tal fin se utilizan dos tamices moleculares, de manera que mientras uno está en operación ósea deshidratando el otro está en proceso de regeneración.

Estos tamices moleculares, trabajan a presión y utilizan como principio de funcionamiento la diferencia de los diámetros moleculares, para ello utilizan como material de relleno una zeolita que retiene las moléculas de agua en su superficie y deja pasar el alcohol, obteniéndose por la parte baja (fondos), un etanol de alta concentración, es decir etanol carburante.

El etanol rectificado (96° GL), procedente de los tanques de almacenamiento es precalentado en un intercambiador, que utiliza como fluido de calentamiento, etanol anhidro vaporizado (obtenido por el fondo del tamiz), luego de ser sometido a este precalentamiento pasa a un tanque flash donde se vaporiza con ayuda de vapor a baja presión (20 psig), para luego ingresar a un segundo intercambiador donde se sobrecalienta haciendo uso de vapor de presión media (55 psig), para finalmente hacer su ingreso por la parte superior a los tamices, aquí las moléculas de agua quedan adheridas, mientras que el etanol atraviesa el tamiz y sale por el fondo, con una composición de 99.9°GL, adoptando así el nombre de etanol anhidro.

Los tamices trabajan en forma cíclica y alternada, es decir mientras uno deshidrata, el otro regenera, durando pocos minutos el cambio de funcionalidad (Ludeña 2019).

La regeneración tiene como finalidad remover el agua que queda adherida en los tamices, para esto se utiliza una fracción del etanol anhidro obtenido por el fondo del tamiz (que está deshidratando), este etanol anhidro ingresa por la base del tamiz y sale por el tope del mismo arrastrando consigo el agua que estuvo adherida, para esta operación hacemos uso de un alto vacío el que facilita el ascenso de los vapores alcohólicos que salen por la parte superior arrastrando el agua, esta mezcla rica en agua es condensada y posteriormente precalentada en otro intercambiador que también utiliza el producto vaporizado como medio de calentamiento, finalmente es enviada a una columna de regeneración provista de un reboiler (que también utiliza el producto vaporizado como medio calefactor), aquí en la columna se concentra hasta alcanzar la composición de etanol rectificado para luego retornar al vaporizador, mientras que el agua es eliminada por los fondos con una concentración inferior a 500 ppm de etanol.

Por su parte el etanol anhidro obtenido se condensa y enfría a lo largo de su trayectoria, para finalmente ser almacenado.

Almacenamiento

En cuanto al almacenamiento del etanol se contará con un sistema de control adecuado de manera que garantice la calidad del producto, puesto que el etanol anhidro es altamente higroscópico, se tendrá en cuenta la hermeticidad de los tanques como pieza clave y para recuperar el etanol perdido por evaporación, se colocará un enfriador del tipo casco y tubos para condensar todos los vapores alcohólicos que pudieran escaparse.

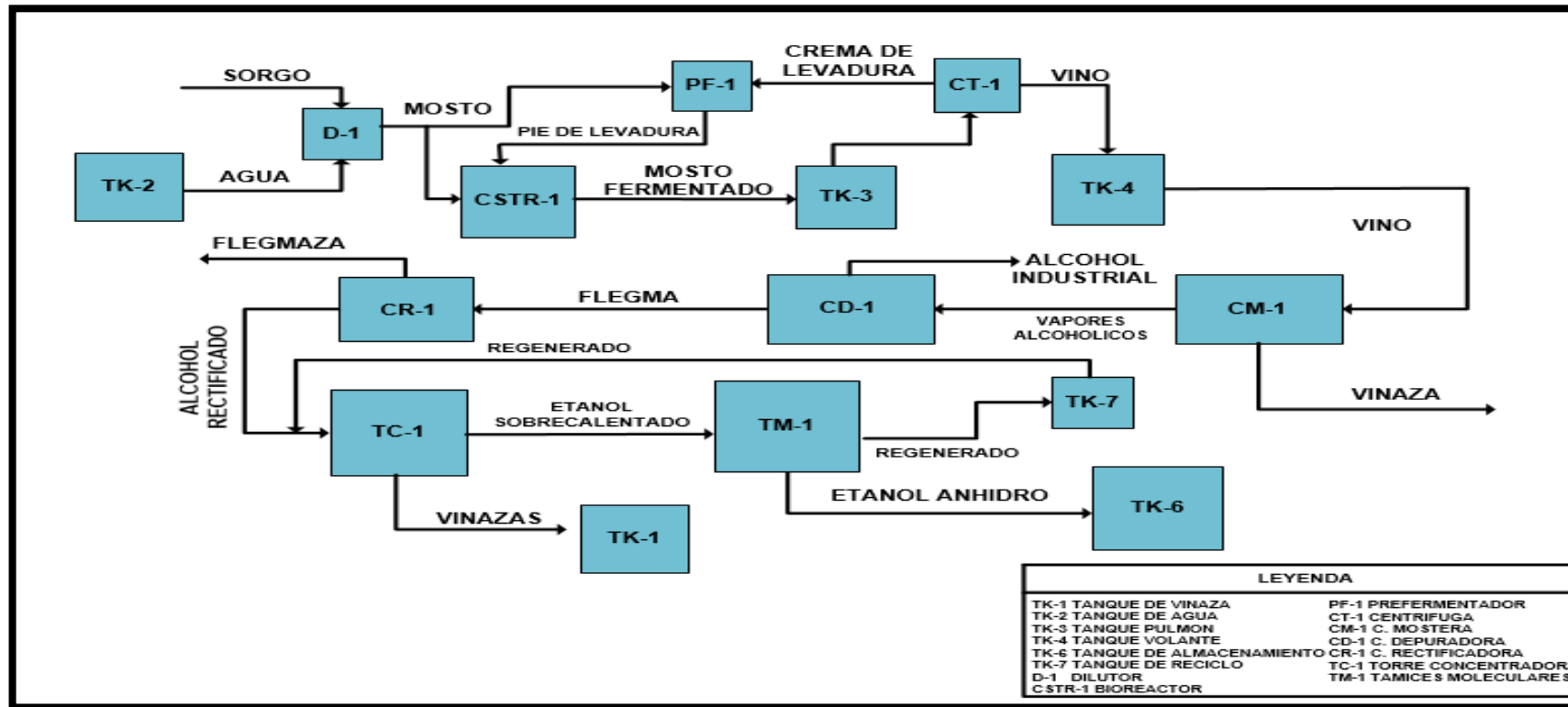


Figura 11 Diagrama de Bloques para la producción de alcohol carburante

Fuente: Elaboración propia

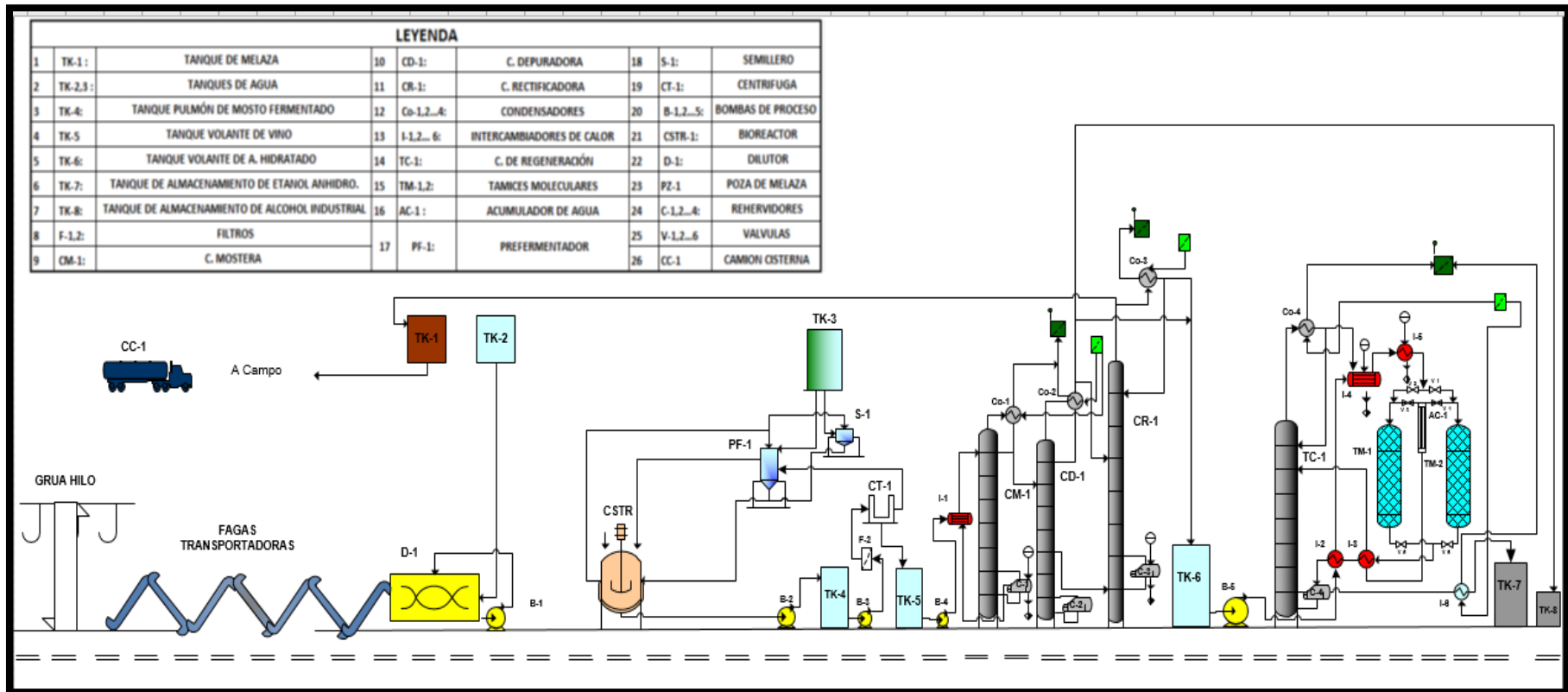


Figura 12 Diagrama de elevación del proceso de obtención de alcohol carburante

Fuente: Elaboración propia

Diagrama de operación de procesos (DOP)

El diagrama de operación de procesos se elabora a partir de la descripción del proceso productivo; para ello se elabora un resumen del total de operaciones y se realiza una clasificación según sean “operación”, “inspección” o “almacenamiento” (Ludeña 2019).

Tabla 6.- Resumen del total de operaciones en el proceso productivo

N°	Operaciones	Clasificación
1	Preparación de la materia prima (sorgo)	Operación
2	Muestreo de sorgo	Inspección
3	Extracción del jugo	Operación
4	Muestreo de jugo de sorgo	Inspección
5	Evaporación del jugo	Operación
6	Muestreo de jugo evaporado de sorgo	Inspección
7	Fermentación	Operación
8	Muestreo del mosto de sorgo fermentado	Inspección
9	Pre-Fermentación	Operación
10	Muestreo del pie de levadura	Inspección
11	Destilación del mosto fermentado	Operación
12	Muestreo del alcohol obtenido en destilación	Inspección
13	Deshidratación del alcohol	Operación
14	Muestreo del alcohol carburante	Inspección
15	Almacenamiento de etanol anhidro	Almacenamiento
16	Muestreo del alcohol carburante de despacho	Inspección

Fuente: Elaboración propia

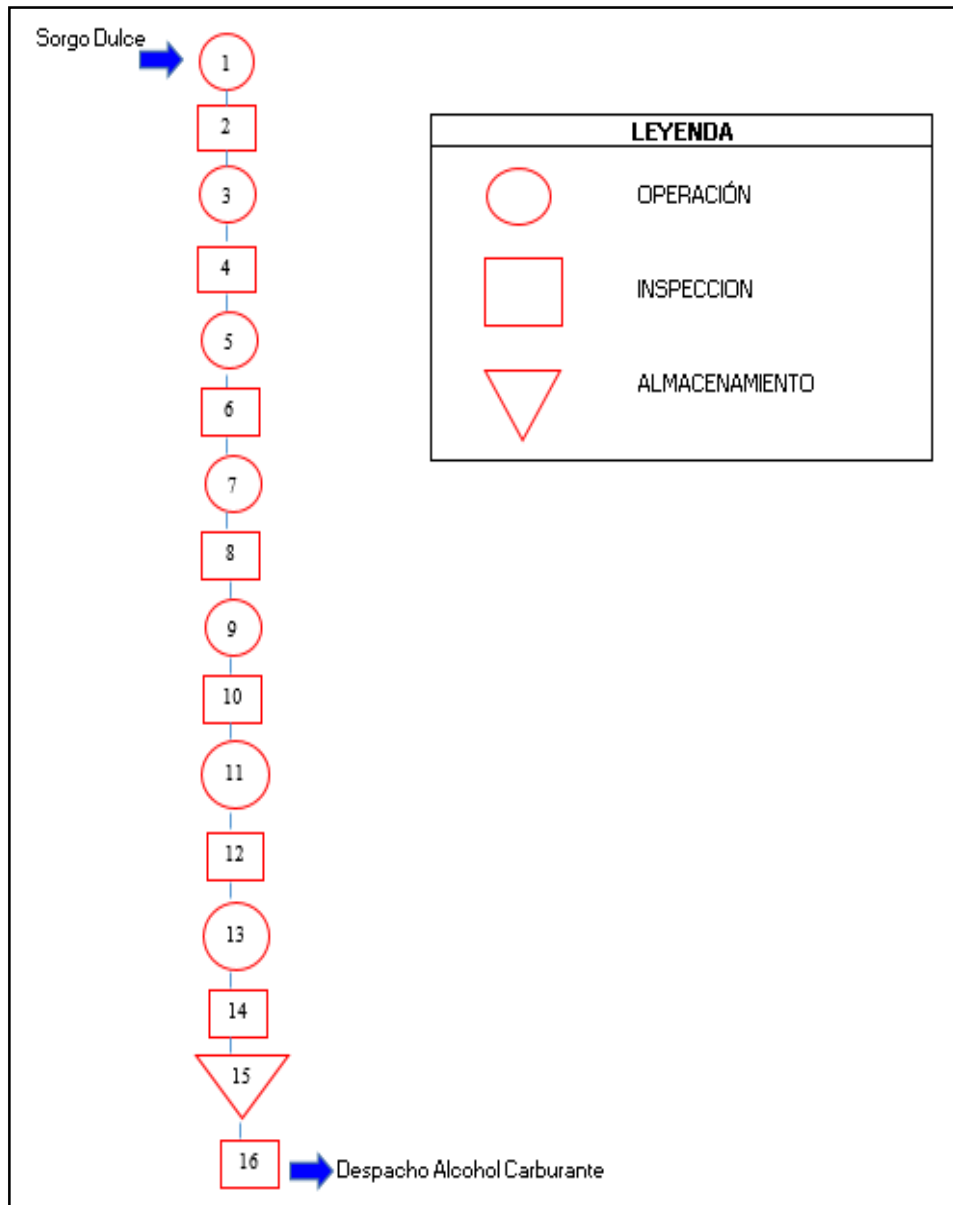


Figura 13 Diagrama de operación de procesos

Fuente. Elaboración propia

Diagrama de análisis de Procesos (DAP)

DIAGRAMA DE ANLAISIS DE PROCESO PARA LA PRODUCCION DE ALCOHOL CARBURANTE A PARTIR DEL SORGO DULCE					
Item	Descripción	Actividad	Simbolo	Cantidad	
TIPO DE PROCESO	Proceso Productivo Industrial	Operación	○	7	
ALCANCE	Todo el proceso productivo	Inspección	□	8	
AUTOR	Petter Rios Mena	Espera	D	0	
UNIVERSIDAD	USS	Transporte	⇒	0	
FECHA	05/01/2019	Almacen	▽	1	
Descripción del tren de actividades	○	⇒	D	□	▽
Preparación de la materia prima (sorgo)	●				
Muestreo de sorgo				●	
Extracción del jugo	●				
Muestreo de jugo de sorgo				●	
Evaporación del jugo	●				
Muestreo de jugo evaporado de sorgo				●	
Fermentación	●				
Muestreo del mosto de sorgo fermentado				●	
Pre-Fermentación	●				
Muestreo del pie de levadura				●	
Destilación del mosto fermentado	●				
Muestreo del alcohol obtenido en destilación				●	
Deshidratación del alcohol	●				
Muestreo del alcohol carburante				●	
Almacenamiento de etanol anhidro					●
Muestreo del alcohol carburante de despacho				●	

Figura 14 Diagrama de análisis de proceso

Fuente: Elaboración propia

3.1.2.4 Balance de Materiales

El balance de materiales, en los equipos de las unidades de proceso, se hicieron en base a una producción de 200,000 L/ día.

Se considera una parada larga al año de un mes para realizar el mantenimiento a todos los equipos, y unidades de proceso y paradas cortas de un día por quincena para reparaciones menores; de manera que se considera una operación al año de 313 días.

Este balance de materiales se realiza en la hoja de cálculo de Microsoft Excel, se basa en el diagrama de balance general y los resultados del mismo para cada una de las corrientes de materiales se muestran en el apéndice.

Tabla 7.-

Requerimiento de vapor para la planta

Columna	Vapor (Tn/d)
Columna Mostera	77.97
Columna Depuradora	1.87
Columna Rectificadora	31.38
Total	111.22

Fuente: Hysys 3.01

Tabla 8.-

Requerimiento de agua para la planta.

Uso	Agua (Tn/d)
Agua para enfriamiento	2964.06
agua para dilución	1555.27
Agua para pre fermentación	561.61
Total	5080.94

Fuente: Hysys 3.01

3.1.2.5 Balance de energía

El balance de energía, se realiza en el simulador de procesos químicos Hysys 3.01 y al igual que para el caso del balance de materiales, los resultados detallados se muestran en el apéndice.

Se considera para tal balance a los intercambiadores, y columnas de destilación básicamente, ya que en estos equipos se verifica el mayor consumo energético. El balance de energía es llevado a cabo mediante simulación y se basa en las corrientes de flujo calculadas en el balance de materiales. (Ver apéndice).

Tabla 9.-

Consumo de vapor de baja para las columnas

Columna	Vapor (BTU/h)
C. Mostera	1.989 E8
C. Depuradora	4.726 E6
C. Rectificadora	7.981 E7
Total	2.83 E8

Fuente: Hysys 3.01

3.1.2.6 Ubicación de la Planta

La determinación de la localización de la planta productora de alcohol Carburante, se realiza haciendo un análisis de evaluación de alternativas utilizando el método de los factores ponderados (Ludeña 2019).

Se ha considerado dos provincias potenciales para la ubicación de la planta industrial: “Sullana y Paita”; debido a su ubicación estratégica y cercanía al puerto y también a las dos plantas existentes y productoras de etanol anhidro.

El método empleado fue el de los factores ponderados consiste en asignar números o calificativos a cada uno de los factores que se van a considerar para la elección del lugar en donde se ubicará la planta

industrial estos son: materia prima, mercado, energía (térmica y eléctrica), suministro de agua, clima transporte, mano de obra, leyes reguladoras y factores comunitarios.

Factores Primarios:

-Suministro de Materia Prima.

Teniendo en cuenta que la mayor extensión de tierras cultivables de sorgo dulce se encuentra en Sullana, ésta provincia tiene mayor ventaja sobre la provincia de Paita.

-Mercado.

Es bien sabido que las plantas deben ubicarse lo más cercano posible a los mercados, ya que esto supone una ventaja en cuanto a costos de transporte.

En este aspecto la provincia de Paita, es la más adecuada pues en ésta provincia se encuentra el puerto de Paita.

-Energía Eléctrica.

Sullana por tener mayor desarrollo urbano tiene mayor capacidad de abastecimiento de energía eléctrica por ello para este factor Sullana sería más conveniente.

-Suministro de Agua.

Pro las mismas razones anteriores la provincia de Sullana sería más conveniente para la ubicación de la Planta.

-Mano de Obra.

En Sullana se dispone de mejor mano de obra, pues existen más cantidad de instituciones educativas técnicas.

-Leyes Regulatorias.

Las leyes regulatorias rigen a nivel nacional así que no hay distinción teniendo en cuenta este apartado.

Factores Secundarios:

Transporte.

Las dos provincias están conectadas por la carretera panamericana que a su vez une gran parte de las ciudades del país, por lo que al igual que el apartado anterior no es determinante.

Clima.

Las dos provincias debido a su cercanía presentan casi el mismo clima, por lo que tampoco es determinante.

Factores Comunitarios.

Sullana tiene mejores condiciones en este aspecto pues en ésta localidad existe una mayor cantidad de centros de salud, clínicas, centros de estudios, así como centros recreacionales.

Evaluación por el método de factores ponderados.

Se fija el máximo y mínimo valor en 100 y 10 respectivamente.

Se consideran como factores primarios a la materia prima, el mercado, luego en orden decreciente el suministro de agua, la mano de obra, leyes regulatorias, clima y por último factores comunitarios.

Tabla 10.-

Ubicación de la planta a través de los factores ponderados

Factor	Ponderación	Puntaje-Sullana	Puntaje-Paita	Cuenta-Sullana	Cuenta-Paita
M. Prima	0.3	100	80	30	24
Mercado	0.2	80	60	16	12
Energía	0.1	70	50	7	5
Agua	0.1	50	30	5	3
Mano de obra	0.1	40	30	4	3
Regulaciones	0.05	20	20	1	1
Transporte	0.05	20	20	1	1
Clima	0.05	20	20	1	1
Comunitarios	0.05	20	20	1	1
Total	1			66.00	51.00

Fuente: Propia

3.1.2.7 Distribución de la Planta.

En éste capítulo se presenta en forma objetiva y resumida la adecuada distribución de la planta. La disposición de las diferentes unidades y la localización del equipo en estas unidades se realizaron siguiendo el método Systematic Layout Planning (SLP).

También se efectúa un breve estudio del tipo de terreno y clase de cimientos de los edificios y tipo de estructura.

La distribución de la planta se muestra en el plano maestro, en el cual se incluye las áreas, edificios principales, almacenamiento y servicio de proceso actual y expansión futura.

Las distintas áreas se han determinado en base a las etapas del proceso, factores de seguridad, facilidades de operación, disposición del espacio suficiente para el equipo con el fin de facilitar el mantenimiento y operación de los mismos.

El área total que ocupa la planta es de 20 000 m² de la cual el área de proceso es de 14 000 m², mientras que el dispuesto para la expansión será 6000 m².

Construcción de tabla relacional

Para determinar la mejor distribución de la planta de alcohol carburante, nos apoyamos en la herramienta conocida como tabla relacional; ésta tabla relacional

Se basa en valores de proximidad asignados según la escala de proximidad necesaria; así por ejemplo se adopta una calificación de “1” cuando la necesidad de proximidad entre dos áreas de la planta se “Necesario”, y un valor de “6”, para el caso que no se deseable la cercanía. Además de ello se agrega una columna de colores para facilitar la elaboración del diagrama de hilos que es la representación gráfica

Tabla 11.-

Calificación de cercanía según necesidad

Calificación de cercanía	Color	Significado de Calificación
1		Necesario
2		Muy importante
3		Importante
4		Ligeramente importante
5		Sin importancia
6		No deseable

Fuente: Adaptado de Gaither y Gregfrazier (2010)

Aplicando éstos criterios, se procede a elaborar el diagrama relacional para las nueve áreas que se tiene en la planta de alcohol carburante.

Recepción de sorgo dulce										
	1									
Producción		3								
	2		5							
Control de Calidad		2		6						
	5		4		6					
Mantenimiento		3		6		5				
	2		5		4		6			
Caldera		5		5		6		6		
	6		5		4		5		6	
Oficinas		6		4		4		5		
	5		6		3					
Vestuarios		6		6						
	5		6							
Almacenamiento		5								
	1									
Despacho										

Figura 15 Diagrama relacional para la planta de alcohol carburante

Fuente. Elaboración propia

A partir de los resultados mostrados en la tabla relacional de la figura n° 15, se procede a construir el correspondiente diagrama de recorrido o diagrama de hilos, el cual nos permite observar la mejor distribución entre las áreas de la planta; las cuales se muestran a continuación en el plano de distribución.

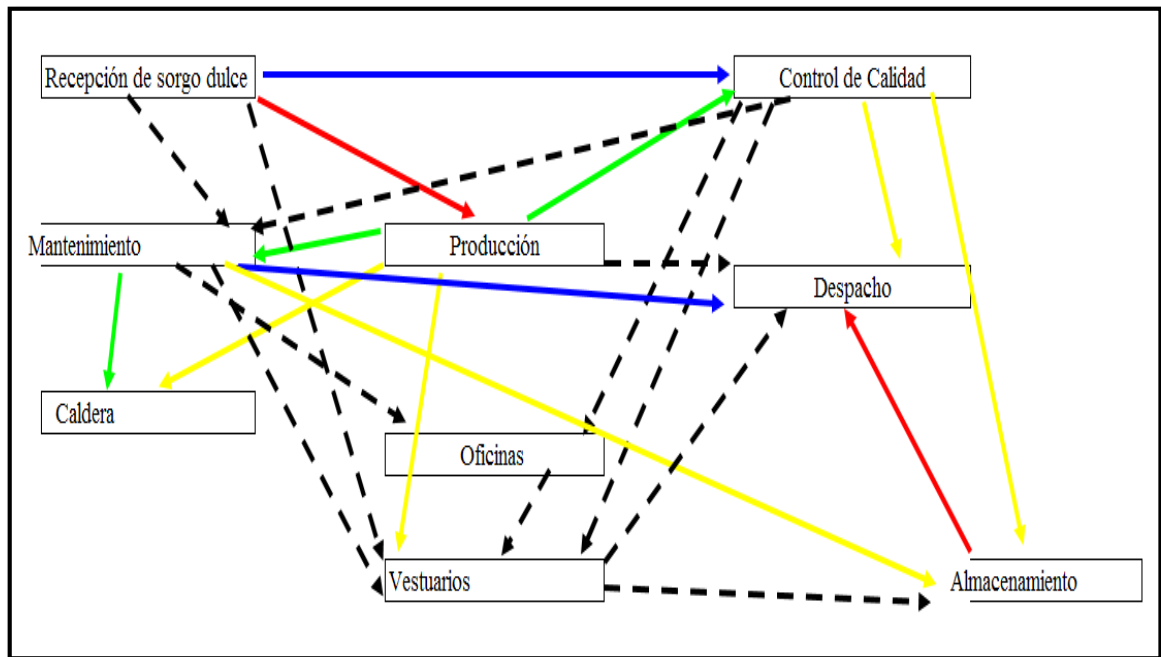


Figura 16 Diagrama de recorrido para la planta de alcohol carburante

Fuente: Elaboración propia

Según el diagrama de recorrido mostrado en la figura n°16, se puede observar que entre las áreas de recepción de sorgo y producción se requiere una alta cercanía; así como entre las áreas de almacenamiento y despacho.

Cimientos:

Los cimientos tienen la función de distribuir las cargas de las estructuras tal como equipos de operación, así como edificios, hacia el suelo.

El área de proceso se edificará sobre plataforma de concreto armado. Los equipos sometidos a vibración, tales como motores eléctricos y bombas se colocarán sobre pequeñas plataformas extendidas que absorban y limiten la vibración.

Estructuras:

El área de proceso se construirá al aire libre y con estructuras sencillas seguras y de bajo costo.

Las estructuras totalmente cerradas son solo para los edificios, los cuales tiene base de concreto, paredes de ladrillo y techos planos de ladrillo aligerado.

Tuberías:

La tubería se ha dispuesto de tal manera que se tenga facilidad de acceso a los equipos para efectuar el mantenimiento y las sustituciones necesarias.

Se emplea el acero al carbono para todas las tuberías salvo para las que circulan materiales ácidos como el vino vinazas y flemazas, en este caso utilizamos acero inoxidable A 306.

En las instalaciones se emplean juntas soldadas para simplificar el aislamiento, se emplean bridas para conectar tubería a equipo y a los accesorios que necesitan removerse de la línea, ya sea para fines de mantenimiento o para ser reemplazados.

Se emplean válvulas de compuerta para detener el paso del fluido y generalmente operan abiertas o cerradas completamente, las válvulas de globo son utilizadas para la regulación de la presión y/o circulación de los fluidos, también se hace uso de válvulas Check las cuales son instaladas en las líneas de descarga de las bombas y en las tuberías de alimentación con el fin de impedir que el fluido retroceda en caso de alguna falla mecánica.

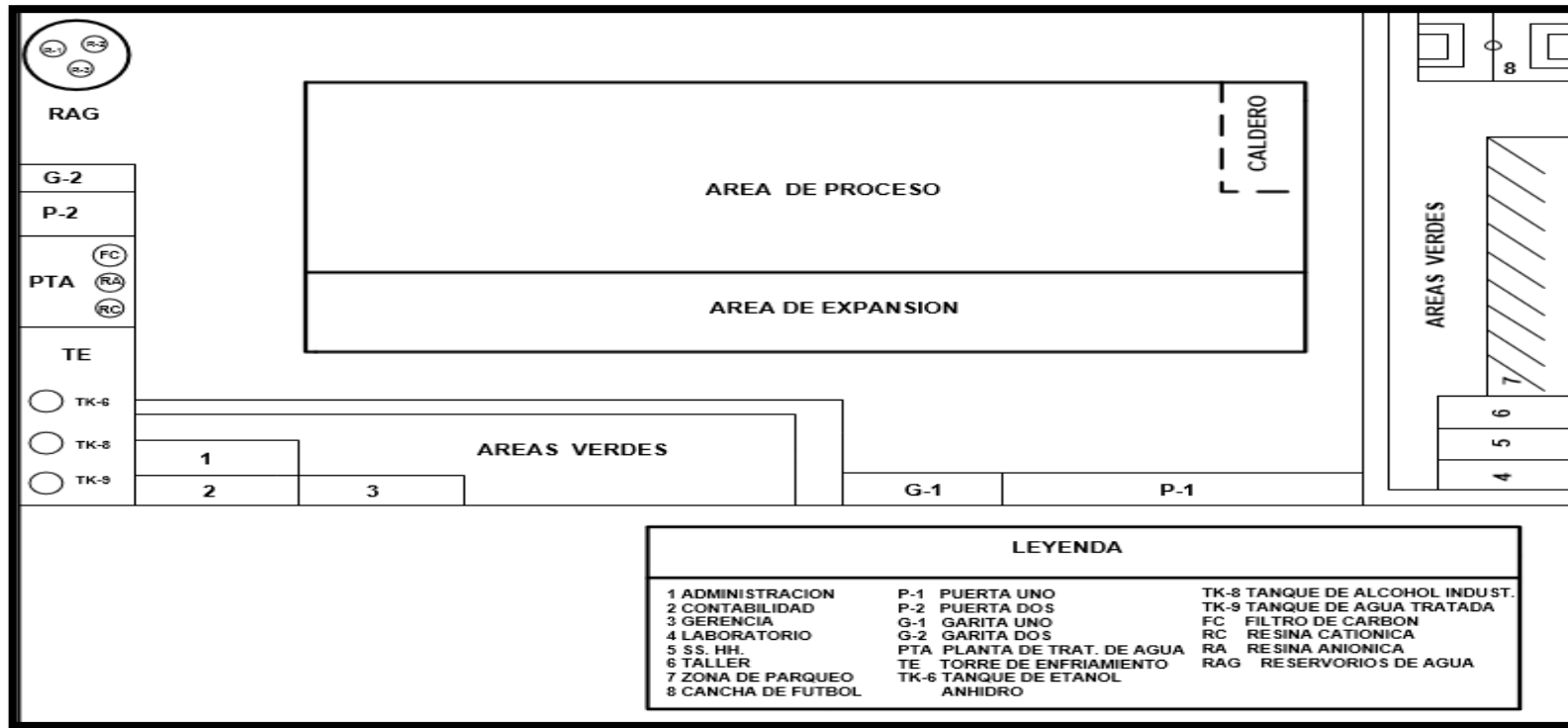


Figura 17 Distribución de la Planta de Alcohol Carburante

Fuente: Elaboración propia

3.1.2.8 *Diseño del equipo de proceso*

En este apartado se lleva a cabo el diseño de los principales equipos de proceso, como lo son las columnas de destilación, las bombas centrifugas, y los tanques.

Para el diseño de todas las columnas se utiliza el simulador comercial Hysys 3.0.1, mientras que para el caso de bombas y tanques se hace uso de las hojas de cálculo de Microsoft Excel.

Para el Sistema de Destilación se utiliza como punto de partida las variables de diseño de la Planta de Alcohol de Agroaurora, (Ex Maple etanol) por otro lado las condiciones de operación son determinadas mediante análisis de sensibilidad y para el caso de la Deshidratación tanto las variables de diseño como las de operación son obtenidas de la propuesta técnica brindada a Casagrande por PRAJ INDUSTRIES.

Los cálculos detallados se muestran en el apéndice correspondiente.

Instrumentación y control del proceso.

Este apartado trata lo referente al control por instrumentación del proceso para la producción de alcohol carburante. Para conseguir esto se ha creído conveniente la instalación de un panel de control automático, ubicado en la zona de proceso, de manera que la distancia a los diferentes equipos sea la más corta posible para evitar retrasos en la operación.

El control automático se ha vuelto indispensable hoy en día dentro de los procesos industriales, por lo que su implementación es una necesidad primordial, para lograr la obtención de un producto uniforme y estandarizado, con menos gastos de mano de obra directa.

El control por instrumentación facilita medir controlar e integrar las condiciones de proceso. Otros fines del control automático son: la reducción de la mano de obra, reducir el peligro debido al contacto con materiales peligrosos, mayor facilidad y eficiencia en las operaciones, así como la obtención de un producto de mayor calidad.

Se usa un sistema de control neumático, el aire utilizado para los equipos de instrumentación será de 80 psi para evitar obstrucción y corrosión. El mantenimiento de estos equipos no es muy exigente, y resulta mucho más económico que los sistemas electrónicos e hidráulicos (Ver apéndice).

Columnas de Destilación.

a) Columna Mostera:

Control de la Temperatura del Vino de Alimentación: TIC-1

Para tal efecto se hace necesario contar con un sensor de temperatura TI-1, ubicado en la línea de entrada de la alimentación de vino, dicho sensor tendrá como finalidad medir la temperatura a la cual ingresa el vino a la columna, el actuador utilizado será una válvula neumática situada en la línea de salida del calentador I-1 controlando la temperatura con el flujo de vinaza procedente de columna mostera.

Control de la Temperatura de base. TIC-2

Para tal efecto se hace necesario contar con un sensor de temperatura TI-2, ubicado en el reboiler de la columna, este sensor registrará la temperatura de fondos de la columna, y le enviará la señal al controlador **TIC-2**, el cual comparará este valor con el set point fijado y de ser necesario hará la corrección del caso, para tal fin se utilizará como actuador una válvula neumática, situada a la entrada del reboiler.

b) Columna Depuradora:

Solo se lleva a cabo el control de la temperatura de base.

Control de temperatura de base: TIC-3

Se controlará la temperatura de la base haciendo uso de un sensor TI-3, el actuador utilizado será una válvula neumática situada en la línea de entrada al reboiler esta válvula regulará el flujo del vapor saturado, modificando así la temperatura de la base.

c) Columna Rectificadora:

Se controla la temperatura, presión y la extracción de alcohol.

Control de temperatura de base. TIC-4

Se controla la temperatura base de la columna haciendo uso de un sensor de temperatura y de una válvula de control montada sobre la línea de entrada al calderín.

Control de temperatura de extracción. TIC-5

Se controla la temperatura de la bandeja número 4 de la columna para tal efecto se hace necesario la utilización de un sensor de temperatura TI-5 ubicado en el plato n°4 de la columna, el actuador utilizado es una válvula neumática situada a la salida de la línea de alcohol, teniendo en cuenta que la extracción de alcohol se lleva a cabo a temperatura constante, un aumento de la misma será suficiente para indicar que la cantidad de alcohol en la columna está agotándose lo que nos indica que se está extrayendo demasiado alcohol, de manera que se tendrá que regular el flujo de extracción, de este modo también se controla el flujo de extracción.

d) Tamices Moleculares.

Control de temperatura. TCI-6 y TIC-7

Mediante la temperatura se controla la operación de deshidratación puesto que a medida que el tamiz se sature con agua la temperatura se incrementara, para esto se hace necesario un sensor de temperatura situado en la parte superior del tamiz, una vez alcanzada la temperatura máxima, el controlador envía la señal al actuador para que estrangule la válvula n°5 de manera que solo deje pasar una fracción de etanol anhidro para la regeneración, procedente de la válvula n°6 que opera al 100 % de apertura, por otro lado, a su vez el controlador envía la orden de apertura a la válvula 3 y a la válvula 1, mientras mantiene cerrada las válvula 4 y 2; una vez saturado el tamiz 1 se repite la operación automática para el tamiz 2, pero de manera contraria es

decir, válvula 6 estrangulada, válvula 5 abierta, válvulas 3 y 1 cerradas y válvulas 4 y 2 abiertas y así sucesivamente, cerrando el ciclo cada 20 segundos.

Control en Tanques.

El único control a llevarse a cabo aquí es el de nivel y será un control manual, solo se implementarán indicadores de nivel, del tipo boya, por ser este el más práctico y económico, serán aplicables a todos los tanques.

Control en los Fermentadores.

Se controla la temperatura, y ° brix de fermentación en forma manual para lo cual se hace necesaria la utilización de un termómetro digital y un brixometro las otras variables importantes como biomasa, viabilidad e infección serán monitoreadas periódicamente en el laboratorio.

Resumen de los lazos de control

A continuación, se resumen todos los lazos de control, indicando la variable controlada, el sensor, el actuador, el tipo de control y el Set Point.

Tabla 12.-

Resumen de la instrumentación y control

VARIABLE CONTROLADA	SENSOR	ACTUADOR	TIPO DE CONTROL	SET POINT
Temperatura de base de CM.	TI-1	Válvula.	automático-neumático.	105-107°C.
Temperatura de entrada de vino en CM.	TI-2	Válvula.	automático-neumático.	90-92°C.
Temperatura de base de CD.	TI-3	Válvula.	automático-neumático.	85-90°C
Temperatura base en CR.	TI-4	Válvula.	automático-neumático.	105 - 107°C.
Temperatura de extracción en CR.	TI-5	Válvula.	automático-neumático.	80-82°C.
Temperatura en tamiz N° 1	TI-6	Válvula.	automático-neumático.	180 - 185°C.
Temperatura en tamiz N° 2	TI-7	Válvula.	automático-neumático.	180 - 185°C.
Nivel en tanques.	LI-1...7	Operador.	manual.	menor al 100%
Temperatura de fermentación.	TI-9	Operador.	automático-neumático.	32 - 34°C.
Brix de fermentación	BX-1	Operador.	manual.	12 -15 °Bx

Fuente: Elaboración propia

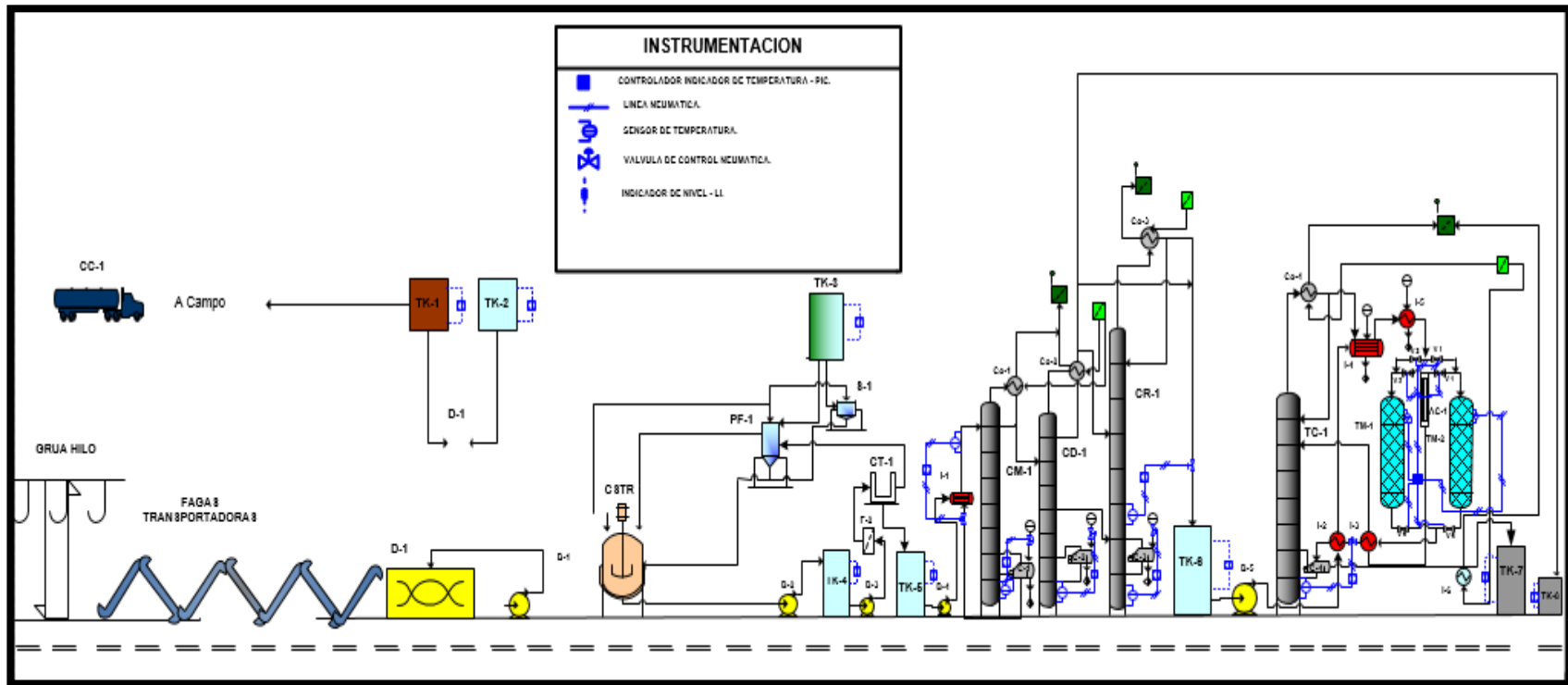


Figura 18 Diagrama de Flujo incluido la instrumentación

Fuente: Elaboración propia.

3.1.2.9 Auxiliares de proceso

En el presente capítulo se trata la especificación del equipo auxiliar de proceso utilizado para asegurar el abastecimiento de los principales servicios tales como: agua, vapor de agua, combustible y electricidad; se incluye también las facilidades de almacenamiento, seguridad, edificios y laboratorio.

Suministro de Agua

La planta requiere de cuatro tipos de agua: agua de enfriamiento, agua de proceso, agua para usos sanitarios y agua contra incendios.

Agua de Enfriamiento:

Para la etapa de destilación la cantidad de agua es estimada utilizando el simulador Hysys y asciende a 2326.56 m³/h, para la etapa de deshidratación según Praj Industries se necesitan 637.5 m³/h y deberá presentar las siguientes características:

Limpia y filtrada.

Libre de algas.

Libre de sólidos suspendidos.

Dureza máxima 500ppm.

Tanto el agua de proceso como el agua de enfriamiento es recirculada a través de una torre de enfriamiento, a fin de bajar la temperatura de 55 a 25°C y proviene una poza situada a las afueras de la planta.

Para compensar las pérdidas por evaporación y fugas se suministra agua de reposición proveniente del reservorio R-1. (1000 m³ de capacidad).

Torre de enfriamiento.

La torre es de tiro inducido ya que esta brinda mejores resultados en cuestión de funcionamiento, evitando las dificultades generadas por la variación de velocidad del viento que afecta considerablemente la temperatura del agua, en torres de convección natural. La capacidad es de 400 m³/h.

Cabe mencionar también que la torre consta de dos compartimentos para tratar mejor el agua, en un compartimento se recogerá agua proveniente del sistema de destilación, y en el otro agua proveniente del sistema de fermentación (dilución y enfriamiento), dicha separación se basa en que el agua del sistema de destilación ganará un mayor temperatura lo cual favorece la incrustación por lo que su dosificación con antincrustante deberá ser más severo, mientras que para el sistema de fermentación las temperaturas son moderadas y además tendrá que tenerse en cuenta que al ser utilizada eventualmente como agua de proceso, tendrá que tener un tratamiento más complejo y deberá ser tratada de forma diferente, a este tipo de agua se le deberá quitar la turbidez, y deberá de agregarse bactericida para evitar la infección en los fermentadores.

De la torre de enfriamiento, el agua cae a las dos pozas rectangulares de concreto, situados justo bajo la torre con una capacidad de 200 m³/u. El agua es bombeada directamente de estos pozos en forma independiente al sistema de destilación y al de fermentación.

Agua de proceso.

El agua total consumida es de 2116.88 m³/h y corresponde al agua de dilución y al agua consumida en los prefermentadores.

Agua para usos Sanitarios y de Limpieza:

El agua para usos sanitarios y del personal es indispensable en la planta.

El agua potable que se utiliza viene del reservorio R-2 (200 m³) previo tratamiento de cloración para eliminar las posibles bacterias que pudiera contener hasta llegar a una concentración de 0.5 ppm.

Agua contra Incendios:

No requiere de ningún tipo de tratamiento. En caso de cualquier emergencia se dispone del agua del reservorio **R-3** de una capacidad de 200 m³.

Consumo de vapor:

Según Praj, se tiene un consumo de vapor de 0.55Kg por litro de alcohol carburante, se requiere dos tipos de vapor, uno de baja presión (20psig), utilizado en el vaporizador y vapor de mediana presión (55psig), para ser utilizado en el sobrecalentador, ambos vapores deberán ser secos y saturados.

Compresor:

Debe suministrar aire a 90 Nm³/h a 100 psig con un punto de rocío de -40°C y libre de partículas.

Suministro eléctrico:

Según Praj, requiere 380 Voltios, 50 Hz, trifásica. Con entre 45-50Kw (dependiendo del diseño y eficiencia de las bombas) de potencia en la operación y 90-120Kw en la conexión.

Insumos:

Se consideran solo para la etapa de tratamiento de agua y son anti incrustante para minimizar las incrustaciones en los condensadores y en las columnas, así como bactericida para evitar la formación de algas o cualquier otro microorganismo.

Almacenamiento:

En la planta se dispone de facilidades de almacenamiento tanto para la materia prima, como para el producto.

Tanto el almacenamiento de materia prima como el del producto están íntimamente relacionados con las normas de seguridad que exige la planta.

Para el caso de la materia prima se cuenta con un área libre para almacenar 50 000TN de sorgo y para el almacenamiento del etanol anhidro se cuenta con tres tanques de 1200 m³/u.

Equipos de Seguridad:

Con el fin de prevenir cualquier incendio es necesario disponer de un equipo adecuado. Este equipo contará con extinguidores de dióxido de carbono, dispuestos en lugares estratégicos de la planta, debido a que el alcohol es extremadamente inflamable.

Para contrarrestar los incendios producidos por causas eléctricas se usa extinguidores de tetracloruro de carbono ó polvo químico seco.

En la misma dependencia de seguridad también existe un departamento de higiene y seguridad industrial, para prestar servicio a todo el personal que labora en la planta.

Laboratorio y Edificios:

En el laboratorio de la planta se realizan análisis tanto fisicoquímicos como microbiológicos. Estos análisis serán del tipo rutinario y periódico, los primeros constan en determinar la pureza del producto que viene dado por el grado alcohólico y se realizaran cada hora; el segundo tipo se realizaran para llevar un adecuado monitoreo del proceso, de manera que permitan mantener la calidad.

Taller de Mantenimiento:

El mantenimiento del equipo principal, auxiliar y accesorio es indispensable, por lo que se requiere de personal especializado. El taller está provisto de equipos mecánico, eléctrico, carpintería y demás facilidades pertinentes.

Disposición de desperdicios:

Para las vinazas se dispone de una gran poza de 50 000 m³ en la cual se llevará a cabo la dilución antes de ser usada como abono, y permitirá un almacenamiento continuo aproximado de 30 días.

Por su parte la flegmaza que también es otro efluente se almacena en tanques de acero inoxidable y es utilizada para la sanitización de los equipos de planta.

3.1.2.10 *Organización de la producción*

El régimen de trabajo propuesto para la Planta industrial de Etanol Carburante, está relacionado directamente con los días de operación de la planta de acuerdo con las siguientes consideraciones:

Se cree conveniente tener realizar una parada de planta larga de 30 días al año, para mantenimiento y reparaciones de los equipos de proceso existentes en la planta.

También se asume 300 días al año, debido a paradas cortas usualmente fluctúan entre uno a dos días, para reparaciones menores e imprevistos.

Por otro lado, se considera un tiempo perdido de 4 horas diarias el primer año, 3 horas el segundo año de operación, 2 horas el tercer año y 1 horas a partir del cuarto año, hasta los 15 años de vida útil del proyecto.

Se trabajará en tres turnos de 8 horas de trabajo al día considerando uno en rotación.

3.1.2.11 *Plan de Producción*

El plan de producción se elabora a partir del correspondiente balance de materiales realizado en el apartado respectivo y considera un aprovechamiento de la capacidad de la planta de 85%, 90% y 95%, el primer, segundo y tercer año de producción, respectivamente. A partir del cuarto año recién se considera que se alcanza la capacidad instalada del 100%; todo ello a razón de que en los primeros años de una planta son de estabilización de la producción.

Tabla 13.-

Programa de producción

Programa de Producción	Unid.	Valor	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Capacidad Instalada	m3/d	200	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029
Aprovecham. Capacidad	%	85-100%	85%	90%	95%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Días de Molienda	d.	300	296	296	296	296	296	296	296	296	296	296
Sorgo Molido	Tn/h	130	795600	842400	889200	936000	936000	936000	936000	936000	936000	936000
Prod. Bagazo	Tn/h	34.41	210589.20	222976.80	235364.40	247752.00	247752.00	247752.00	247752.00	247752.00	247752.00	247752.00
Prod. Vapor de alta pres. (65 bar)	Tn/h	75.70	463296.24	490548.96	517801.68	545054.40	545054.40	545054.40	545054.40	545054.40	545054.40	545054.40
Prod. Vapor de baja pres.(1.5 bar)	Tn/h	37.851	231648.12	245274.48	258900.84	272527.20	272527.20	272527.20	272527.20	272527.20	272527.20	272527.20
Prod. de jugo crudo	Tn/h	141.22	864266.40	915105.60	965944.80	1016784.00	1016784.00	1016784.00	1016784.00	1016784.00	1016784.00	1016784.00
Prod. de jugo concentrado	Tn/h	95.46	584215.20	618580.80	652946.40	687312.00	687312.00	687312.00	687312.00	687312.00	687312.00	687312.00
Prod. Vino levadurado	Tn/h	114.56	701107.20	742348.80	783590.40	824832.00	824832.00	824832.00	824832.00	824832.00	824832.00	824832.00
Prod. Vino delevadurado	Tn/h	88.76	543211.20	575164.80	607118.40	639072.00	639072.00	639072.00	639072.00	639072.00	639072.00	639072.00
Prod. Etanol Hidratado	Tn/h	8.03	49143.60	52034.40	54925.20	57816.00	57816.00	57816.00	57816.00	57816.00	57816.00	57816.00
Prod. Flegmasa	Tn/h	10.11	61873.20	65512.80	69152.40	72792.00	72792.00	72792.00	72792.00	72792.00	72792.00	72792.00
Prod. Vinazas	Tn/h	71.74	439048.80	458676.86	484158.91	509640.96	509640.96	509640.96	509640.96	509640.96	509640.96	509640.96
Oleo Fusell	Tn/h	0.229	1401.48	1483.92	1566.36	1648.80	1648.80	1648.80	1648.80	1648.80	1648.80	1648.80
Prod. Etanol Anhidro	m3/h	8.46	51775.20	54820.80	57866.40	60912.00	60912.00	60912.00	60912.00	60912.00	60912.00	60912.00

Fuente: Elaboración propia.

3.1.2.12 *Organigrama de la Planta*

Se propone una estructura simple encabezada por el gerente general y dos gerencias que le reportan; la gerencia de Planta y la gerencia de administración; a su vez la gerencia de planta lidera tres frentes de trabajo, producción mantenimiento y caldera; por su parte la gerencia administrativa lidera también tres áreas que son contabilidad y finanzas, logística y Seguridad y protección.

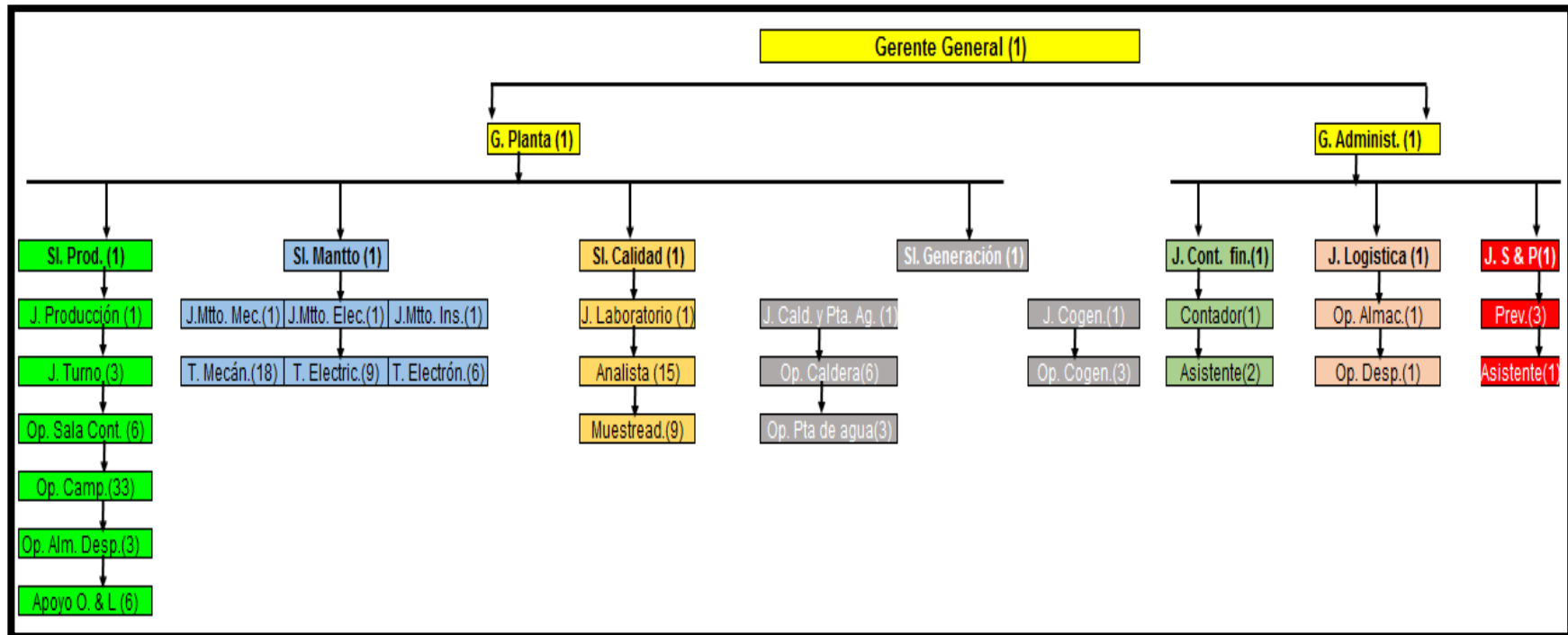


Figura 19 Propuesta de la estructura organizativa de la planta

Fuente: Elaboración propia.

3.2 Estudio Económico

En este capítulo se determinó la inversión total, los costos variables, fijos, la rentabilidad, y el financiamiento del proyecto; utilizando para ello se utilizó la hoja de cálculo de Microsoft Excel (Ludeña 2019).

3.2.1 Pronóstico de Costos

Se basa en el plan de producción y en él se consideran todos los costos ordenados de forma contable en estado de resultados y balance general.

3.2.2 Pronóstico de Ingresos

De igual manera se basa en el plan de producción, y se consideran como producto principal al alcohol carburante y como producto secundario se considera el alcohol industrial y el aceite Fusell, usado básicamente como insumo en la industria de las pinturas.

Como precio de venta se considera el precio comercial del alcohol carburante que, según Álvarez, et al (2015), asciende a 0.70 EUROS/L, convirtiendo este valor a dólares, utilizando una tasa de cambio de 1.15 \$/EURO, se tiene un precio de venta de \$800.00/m³ de alcohol carburante.

3.2.3 Asunciones para realizar el estudio económico.

El horizonte de evaluación del proyecto es de 05 años, y de allí en adelante se asume flujo perpetuo.

En el caso del equipamiento industrial no se consideran reinversiones pues su vida útil supera el horizonte planificado.

Los precios de venta para los productos son \$800.00, \$ 500.00 y \$ 100.00 dólares por metro cúbico, para el Alcohol carburante, alcohol industrial y oleo fusell, respectivamente.

La moneda utilizada para el análisis económico es el dólar americano (\$).

La tasa de cambio de dólar a soles, utilizada a los efectos de valorar las inversiones actuales es el 3.25

No se considera inyección de efectivo como capital de trabajo puesto que el periodo está cuantificado en años y se asume que al final de cada año se vende todo el producto.

La fuente de financiamiento del proyecto se considera como préstamo a una entidad bancaria, y la tasa de interés se fija en 10% anual a un plazo de 5 años.

La cantidad a financiar se considera como el 50% del total de la inversión requerida.

Los impuestos se consideran como 28% aplicada a la diferencia entre la ganancia operativa y el pago de intereses, ya que nuestra legislación peruana, permite la deducción de los intereses antes de aplicar el porcentaje de impuestos.

El factor de descuento asumido para evaluar la rentabilidad es el 15%.

Los indicadores económicos utilizados para la determinación de la rentabilidad fueron el valor presente neto (VPN), la tasa interna de retorno (TIR) y el tiempo de recuperación (TR) en años.

Como depreciación se asume un monto fijo anual de \$ 5000.00 dólares para las construcciones y \$50 000.00 dólares para el total de equipos.

Se consideró el inicio del proyecto en el año 2020.

3.2.4 Determinación de la Inversión

Para estimar el total de inversión, se hace uso de información proporcionada por el centro de costos de la empresa Maple Etanol S.R.L, para el caso de las unidades de operación de características técnicas similares y para ajustar estos montos a nuestro caso en función a la diferencia de capacidades, se utiliza la regla de las seis décimas (Vilbrandt, 1963).

Para el caso de equipos tal como bombas centrifugas y columnas de destilación, se utiliza los gráficos propuestos por la National Energy Technology Center.

Para los costos de instalación se asume un 20% del precio de compra

Todos los precios de compras son del tipo FOB (Ludeña 2019).

3.2.4.1 Equipo De Proceso

Línea de Caña.

Se cuenta con información de fuente primaria de parte del centro de costos de la empresa Maple Etanol S.R.L, de toda la infraestructura de línea de caña (Grua Hilo, Mesas de recepción, conductores, picadoras, desfibrador, difusor, molino y rolo desaguador).

El costo de esta unidad de operación, incluido la instalación, con una capacidad de molienda de 208 TN/h asciende a \$21 000 000.00 (Veintiún millones de dólares), incluido la instalación, de modo tal que para una capacidad de molienda de 130 Tn/h, se tendrá:

Capacidad n° 1: 208 Tn/h; Costo n° 1: \$10 000 000.00

Capacidad n° 2: 130 Tn/h; Costo n° 2: “X”

Costo n°2 = \$10 000 000.00*(130/208) ^0.6 = \$7,542,720.42

Unidad de Evaporación:

De manera similar al caso de línea de caña, se cuenta con información de fuente primaria de parte del centro de costos de la empresa Maple Etanol S.R.L, de toda la unidad de Evaporación, (incluido la instalación), con la salvedad que la capacidad de operación es distinta, pero el costo incluye la instalación.

De manera que:

Capacidad n° 1: 200 Tn/h; Costo n° 1: \$2 000 000.00

Capacidad n° 2: 140 Tn/h; Costo n° 2: “X”

$$\text{Costo n}^\circ 2 = \$2\,000\,000.00 * (140/200)^{0.6} = \$1\,614\,688.75$$

Unidad de Generación de vapor (incluye instalación y automatización)

También recurrimos a la información brindada por el centro de costo de Maple Etanol S.R.L, de modo tal que:

Capacidad n° 1: 65 bar; Costo n° 1: \$25 000 000.00

Capacidad n° 2: 5 bar; Costo n° 2: “X”

$$\text{Costo n}^\circ 2 = \$25\,000\,000.00 * (5/65)^{0.6} = \$5,365,052.76$$

Proceso Productivo (Fermentación y Destilación)

Tanques de Proceso

Para el caso de los tanques se tiene información del centro de costos de Maple Etanol, para un tanque de 200 m³ de acero inoxidable del tipo A-304, de cabeza flotante, este costo asciende a \$ 86 000.00 (USD). A partir de este costo y esta capacidad, estimamos el costo de los tanques, para nuestro proyecto, en función a su capacidad, utilizando para esto el factor de las seis décimas.

Para los costos de instalación se asume el 20% del costo del tanque.

Así, por ejemplo: Para el tanque n° 1 se tiene:

Datos iniciales para el cálculo:

Capacidad n° 1: 200 m³; Costo n° 1: \$ 86,000.00

Capacidad n° 2: 100 m³; Costo n° 2: “X”

$$\text{Costo n}^\circ 2 = 86000 * (100/200)^{0.6} = \$56738.84$$

$$\text{Costo de instalación} = 0.2 * (\$56738.84) = \$11347.77$$

$$\text{Costo total} = \$56738.84 + \$11347.77 = \$68086.61$$

De manera similar se obtienen los costos para el resto de tanques; tal como lo muestra en el cuadro 12.

Tabla 14.-

Costo total de tanques

Ítem	Código	Cant.	Capacidad(m3)	C.U (\$)	C. Inst.(\$)	C. Parcial \$
1	T-1	1	100	\$ 56,738.84	\$ 11,347.77	\$ 68,086.61
2	T-2	1	120	\$ 63,297.89	\$ 12,659.58	\$ 75,957.46
3	T-3	1	120	\$ 63,297.89	\$ 12,659.58	\$ 75,957.46
4	T-4	1	270	\$ 102,967.15	\$ 20,593.43	\$ 123,560.59
5	T-5	1	270	\$ 102,967.15	\$ 20,593.43	\$ 123,560.59
6	T-6	1	100	\$ 56,738.84	\$ 11,347.77	\$ 68,086.61
7	T-7	1	1200	\$ 251,993.42	\$ 50,398.68	\$ 302,392.10
8	T-8	1	800	\$ 197,576.12	\$ 39,515.22	\$ 237,091.34

Total (\$)	\$ 1,074,692.76
-------------------	------------------------

Fuente: Elaboración propia a partir del centro de costos de Maple Etanol S.R.L

Fermentadores.

Para el caso de los fermentadores se estima de forma análoga a la estimación del costo de los tanques. La capacidad de cada fermentador según el balance debe ser de 200 m3 y la cantidad igual a nueve fermentadores.

Datos iniciales para el cálculo:

Capacidad n° 1: 200 m3; Costo n° 1: \$ 116,000.00

Capacidad n° 2: 100 m3; Costo n° 2: "X"

De modo tal que se para una capacidad de 100 m3 se tiene un costo aproximado de \$ 91 837.75

Tabla 15.-

Costo total de fermentadores

Ítem	Código	Cant.	Capacidad(m3)	C.U (\$)	C. Inst.(\$)	C. Parcial \$
1	CSTR1...9	9	100	\$ 76,531.46	\$ 15,306.29	\$ 826,539.76

Total (\$)	\$ 826,539.76
-------------------	----------------------

Fuente: Elaboración propia a partir de los datos del centro de costos de Maple Etanol S.R.L

Bombas de proceso

Para el caso de las bombas se tiene utiliza información gráfica, proveniente de la National Energy Technology Center.

Así, por ejemplo: El grupo de bombas 1 tienen una capacidad de 17 m3/h, entonces se tiene:

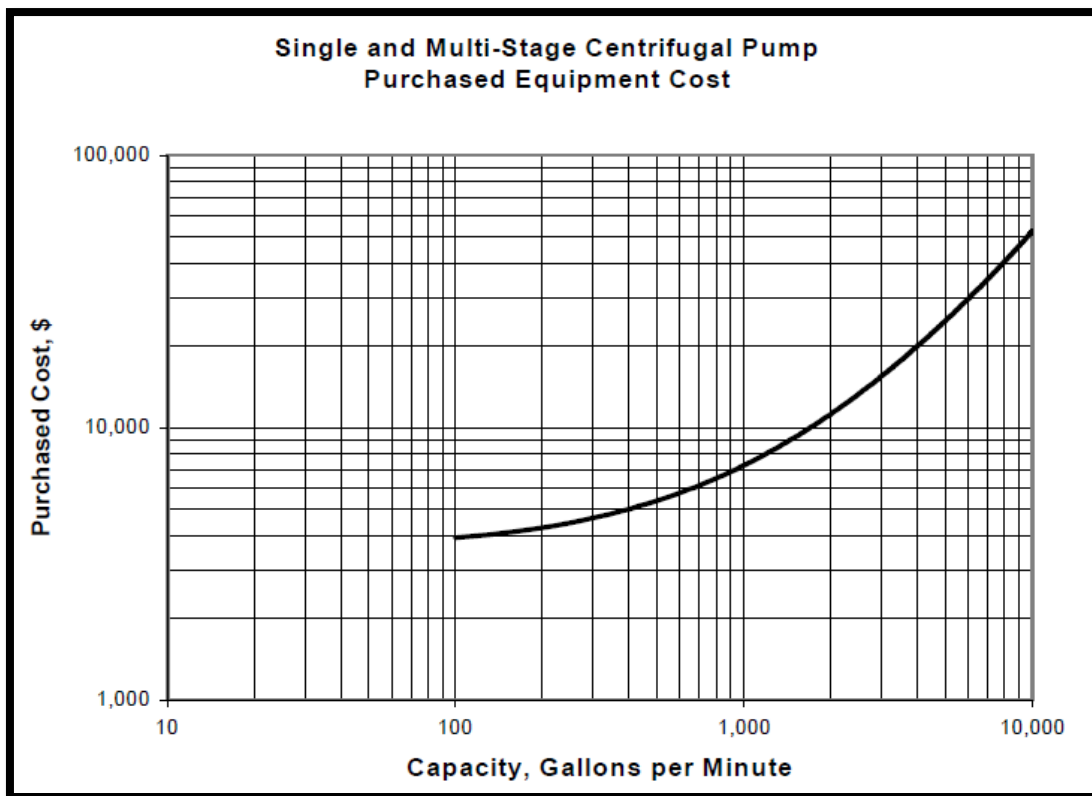


Figura 20 Grafica para estimación de costos para bomba centrifuga.

Fuente: National Energy Technology Center.

Así por ejemplo para una capacidad de 75 gpm, se tiene un costo aproximado de \$ 4000.00 y por ende asumiendo un 20% como costo de instalación, se tiene \$ 800.00, lo que hace un total de \$ 9600.00 dólares.

De manera análoga se obtiene el costo para las demás bombas de diferente capacidad tal como lo muestra el cuadro 14.

Tabla 16.-

Costo total de bombas

Ítem	Código	Cant.	Capacidad(gpm)	C.U (\$)	C. Inst.(\$)	C. Parcial \$
1	B-1	2	75	\$ 4,000.00	\$ 800.00	\$ 9,600.00
2	B-2	2	506	\$ 5,500.00	\$ 1,100.00	\$ 13,200.00
3	B-3	2	506	\$ 5,500.00	\$ 1,100.00	\$ 13,200.00
4	B-4	2	506	\$ 5,500.00	\$ 1,100.00	\$ 13,200.00
5	B-5	2	45	\$ 3,800.00	\$ 760.00	\$ 9,120.00

Total (\$)	\$ 58,320.00
-------------------	---------------------

Fuente: Elaboración propia.

Columnas de Destilación.

Para el caso de las columnas de destilación la estimación se realiza utilizando las tablas de National Energy Technology Center, en las que se estima el costo del equipo en función a la presión de operación, al tipo de columna y al diámetro de la columna, según la siguiente gráfica:

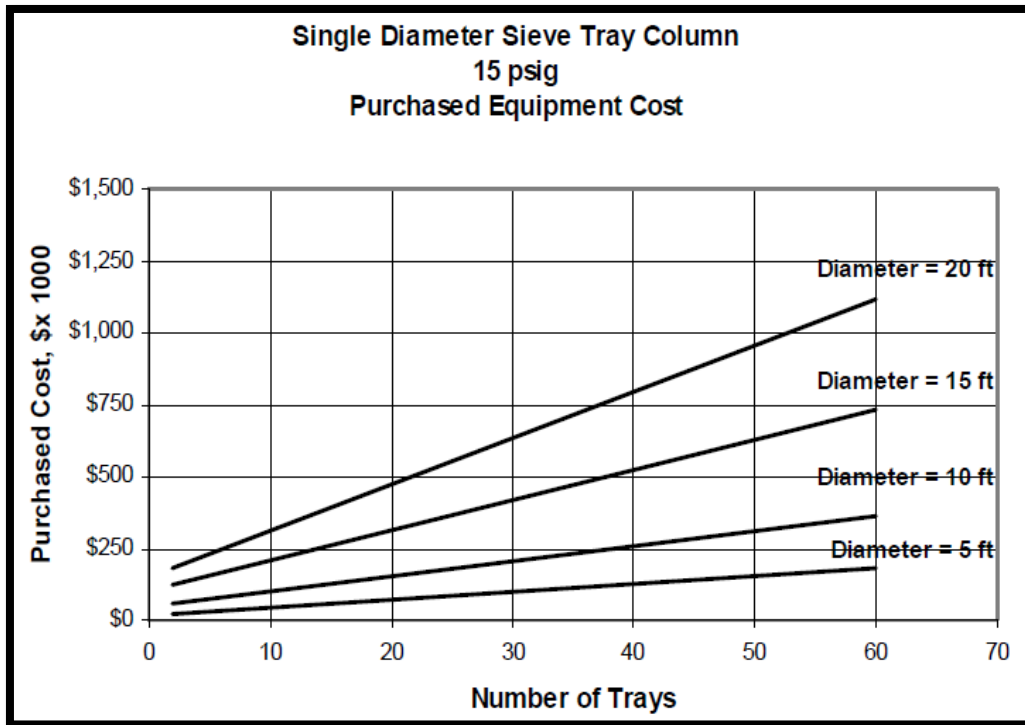


Figura 21 Grafica para estimación de costos para columnas de platos.

Fuente: National Energy Technology Center.

Asi por ejemplo para la columna mostera de 30 platos y 4.4 ft. Dediametro se tiene un costo estimado de \$100 000.00.

De la misma forma estimamos los costos para las demas columnas de destilación.

Tabla 17.-

Costo total de columnas de destilación

Ítem	Código	Cant.	Diam. (ft)	Nº Platos	C.U (\$)	C. Inst.(\$)	C. Parcial \$
1	Col-M.	1	4.4	30	\$ 100,000.00	\$ 20,000.00	\$ 120,000.00
2	Col-D	1	3.6	30	\$ 100,000.00	\$ 20,000.00	\$ 120,000.00
3	Col-R	1	5	74	\$ 250,000.00	\$ 50,000.00	\$ 300,000.00

Total (\$)	\$ 540,000.00
-------------------	----------------------

Fuente: Elaboración propia.

Calentadores.

Se dispone de información del costo de un intercambiador de calor de casco y tubos, de acero inoxidable 316, que trabaja con un flujo másico de 200 m³/h.

Datos de entrada para el cálculo.

Capacidad: 200 m³/h; Costo: \$80 000.00

Costo para el calentador I-1 = \$80 000.00*(140/200) ^{0.6} = \$ 64587.51

Costo de instalación I-1 = 0.20*\$ 64587.51= \$12917.15

Costo total I-1 = \$ 77505.06

De manera análoga se obtiene el costo para el otro calentador.

Tabla 18.-

Costo total de Calentadores

Ítem	Código	Cant.	Capacidad(m ³ /h)	C.U (\$)	C. Inst.(\$)	C. Parcial \$
1	C-1	1	140	\$ 64,587.55	\$ 12,917.51	\$ 77,505.06
2	C-2	1	7	\$ 10,703.62	\$ 2,140.72	\$ 12,844.35

Total (\$)	\$ 90,349.41
-------------------	---------------------

Fuente: Elaboración propia a partir del centro de costos de Maple Etanol.

Unidad De Deshidratación

Se tienen el costo según Praj Industries y este asciende a \$ 2 000 000.00.

Almacenamiento

Se dispone de información del costo de un tanque cilíndrico, de cabeza flotante de acero inoxidable A-316, que tiene una capacidad de 1200 m³/h.

Datos de entrada para el cálculo.

Capacidad: 1200 m³/h; Costo: \$300 000.00

Costo para el tanque T-1 = \$300 000.00*(1000/1200) ^0.6 = \$ 268913.44

Costo de instalación T-1 = 0.20*\$ 268913.44= \$53782.69

Costo total T-1 = \$ 268913.44 + \$53782.69 = \$322696.13

De forma análoga se realiza para los otros dos tanques.

Tabla 19.-

Costo total de tanques de almacenamiento

Ítem	Código	Cant.	Capacidad(m ³)	C.U (\$)	C. Inst.(\$)	C. Parcial \$
1	T-1	3	1000	\$ 268,913.44	\$ 53,782.69	\$ 968,088.38

Total (\$)	\$ 968,088.38
-------------------	----------------------

Fuente: Elaboración propia a partir del centro de costos de Maple Etanol.

Planta de tratamiento de agua

Se dispone de información del costo de Maple Etanol, correspondiente a una Planta de tratamiento de agua, que está constituida por una torre de enfriamiento, bombas verticales de succión, equipos de tratamiento de agua, centro de control de motores y demás accesorio

Capacidad de molienda de: 208 Tn/h; Costo: \$2,000,000.00

Costo 2 = \$2,000,000.00*(130/208) ^0.6 = \$1,508,544.08

Resumen de la inversión en el total equipos de proceso:

Tabla 20.-

Costo total de equipos de proceso

ITEM	DESCRIPCION	PARCIAL (\$)
1	LINEA DE CAÑA	\$ 7,542,720.42
2	EVAPORADOR	\$ 1,614,688.75
3	CALDERA	\$ 5,365,052.76
4	PROCESO (FERMENT Y DESTIL)	\$ 2,589,901.92
5	UNID. DESHIDRATAACION	\$ 2,000,000.00
6	ALMACENAMIENTO	\$ 968,088.38
7	PLANTA DE AGUA	\$ 1,508,544.08

TOTAL EQUIPOS **\$ 21,588,996.32**

Fuente: Propia

3.2.4.2 Bienes Inmuebles:

Terreno.

Teniendo en cuenta el área (120 000 m²) y asumiendo un precio de \$100/m², se tiene: \$12 000 000 .00.

Cimientos y Estructuras.

Se estima alrededor de \$200,000 .00.

Edificios.

Se estima alrededor de \$5 00,000.00.

Resumen de la inversión en Bienes inmuebles

Tabla 21.-

Resumen de inversión en bienes inmuebles

ITEM	DESCRIPCION	PARCIAL (\$)
1	TERRENO	\$ 12,000,000.00
2	CIMIENOS Y ESTRUCTURAS	\$ 200,000.00
3	EDIFICIOS	\$ 500,000.00

Total \$ **\$ 12,700,000.00**

Fuente: Propia

Auxiliares De Proceso.

Se asume un 20% del costo total del equipo principal.

Es decir 20%(\$43,197,648.94) = \$8 639 529.78

Instrumentación y Control

Se asume un 10% del costo total del equipo principal.

Es decir 10%(\$43,197,648.94) = \$4 319 764.89

Parte Eléctrica.

Se asume un 15% del costo total del equipo principal.

Es decir 15%(\$43,197,648.94) = \$6 479 647.34

Tubería y Accesorios.

Se asume un 15% del costo total del equipo principal.

Es decir 15%(\$43,197,648.94) = \$6 479 647.34

Resumen Otros Costos

Tabla 22.-

Resumen otros costos

ITEM	DESCRIPCION	%(Costo Equipo)	Costo Equipo (\$)	PARCIAL (\$)
1	Auxiliares de Proceso	2%	\$ 43,197,648.94	\$ 863,952.98
2	Instrumentación y Control	3%	\$ 43,197,648.94	\$ 1,295,929.47
3	Parte eléctrica	2%	\$ 43,197,648.94	\$ 863,952.98
4	Tubería y Accesorios	1%	\$ 43,197,648.94	\$ 431,976.49

TOTAL EQUIPOS \$ 3,455,811.92

Fuente: Propia

Gastos de arranque de Planta

Dentro de estos gastos, se cree conveniente considerar los gastos por concepto de capacitación de personal, iniciación y puesta en marcha y los estudios de ingeniería del proyecto.

Tabla 23.-

Gastos de Arranque de Planta

Ítem	Descripción	Cantidad	C.U (\$)	Parcial(\$)
1	Capacitación del personal	1	\$ 10,000.00	\$ 10,000.00
2	Iniciación y puesta en marcha	1	\$ 100,000.00	\$ 100,000.00
3	Estudios de Ingeniería del proy.	1	\$ 10,000.00	\$ 10,000.00

TOTAL \$ 120,000.00

Costos de Fabricación:

Para la determinación de los costos de fabricación, se estima los costos primos y los gastos indirectos. El costo primo se compone del Costo de la materia prima directa y el costo de mano de obra directa.

Costo Primo

a) Materia prima directa.

Teniendo como base, un precio de costo de la caña de azúcar de \$ 12.32 por tonelada de caña, se asume un valor de \$ 20.00 por tonelada de sorgo, puesto en planta.

Tabla 24.-

Costos de caña de azúcar

	USD/ha	USD/ton
Mano de Obra	196,25	1,40
Maquinaria	143,35	1,02
Costo de la Tierra***	60,00	0,43
Insumos	575,88	4,11
Otros**	483,00	3,45
Costo de Transporte *	266,00	1,90
Costo Total	1 724,48	12,32
Rendimiento		140

Fuente: FAO 2010

Por otro lado, el costo de sorgo dulce por metro cúbico de alcohol carburante, se estima a partir del ratio obtenido del balance de materiales, donde se tiene que se necesitan 15.35 TN, de sorgo dulce, para obtener un metro cubico de alcohol carburante y considerando un precio de costo de veinte dólares por tonelada de sorgo dulce (\$20/TN), se obtiene un costo al año de \$18 699 984.00; expresando ésta cantidad por metro cúbico producido se tiene \$307.00/m3 alcohol carburante.

Tabla 25.-

Costo anual de materia prima

Ítem	Insumo	Unidad	Índice (Tn/m3. et)	m3 ET/año	C. U \$/TN	C. Parcial \$ /año
1	Sorgo dulce	TN	15.35	60912.00	20	\$ 18,699,984.00

M.P.D	\$ 307.00
--------------	------------------

Fuente: Elaboración propia

b) Mano de Obra directa

Se considera al costo directo de producción, es decir el costo total generado debido a la mano de obra de producción menos el costo de la mano de obra del superintendente, jefe de producción y jefe de planta.

Tabla 26.-

Costos de mano de obra

Ítem	Cargo	Cantidad	C. Parcial \$ /mes	Parcial \$/año
1	Superit. Prod.	1	\$ 4,666.67	\$ 46,666.67
1	J. Producción	1	\$ 2,666.67	\$ 26,666.67
2	J. Turno	3	\$ 4,000.00	\$ 40,000.00
3	Op. Sala C.	6	\$ 4,800.00	\$ 48,000.00
4	Op. Campo	33	\$ 22,000.00	\$ 220,000.00
5	Op. Alm. & D.	3	\$ 1,200.00	\$ 12,000.00
6	Apoyo O & L	6	\$ 2,400.00	\$ 24,000.00
Total		53	\$ 41,733.33	\$ 417,333.33

Del cuadro anterior, restando los sueldos de los profesionales (Superintendente, Jefe de producción y jefe de turno), se tiene 304 000.00; teniendo como base de cálculo que en un año se producen 60912 m³ de alcohol carburante, se tiene un costo de mano de obra directa al año de \$ 4.99/año.

Costos indirectos de fabricación (CIF)

Se constituye básicamente de la mano de obra indirecta y la materia prima indirecta y también para nuestro caso consideramos otros

costos como alquiler de camionetas, combustible para las mismas, personal de seguridad y agua de mesa.

Mano de Obra indirecta:

Tabla 27.-

Costo de mano de obra directa

Ítem	Área	Cantidad	Parcial \$/año
1	Producción	53	\$ 417,333.33
2	Mantenimiento	37	\$ 346,666.67
3	Calidad	26	\$ 209,333.33
4	Cogeneración	15	\$ 180,000.00
5	Contabilidad y Finanzas.	4	\$ 53,333.33
6	Logística	3	\$ 40,000.00
7	Seguridad y Protección	5	\$ 73,333.33
8	Gerencias	3	\$ 200,000.00

Total	\$ 1,520,000.00
--------------	------------------------

Fuente: Propia

De este total, en función a su aplicación, se tiene:

Mano de Obra Directa: \$ 304 000. 00

Mano de Obra Indirecta: \$ 849 333.33

Mano de Obra de Personal Administrativo: \$ 366 666.67

De modo tal que para nuestro caso se tiene un costo de mano de obra indirecta de \$ 849 333.33

Materia prima indirecta

Básicamente se constituyen por el costo de los insumos químicos, para ello utilizamos las ratios de consumo de la planta de alcohol carburante de Maple Etanol S.R

Tabla 28.-

Costos de insumos químicos

Ítem	Insumo	U.	Índice (g/L. et)	C. U \$/Kg	Propósito	Área	Base Calc.(m3/año)	Parcial \$/año
							60912.00	
1	Antiespumante	Kg	0.909	8	Corta la espuma	Fermentación	60912.00	\$ 487,296.00
2	Antincrustante	Kg	0.842	10	Evita incrustaciones	Ferm/Evapor.	60912.00	\$ 609,120.00
3	Bactericida	Kg	0.071	12	Reduce la infección	Fermentación	60912.00	\$ 730,944.00
4	Antibiótico	Kg	0.009	25	Reduce la infección	Fermentación	60912.00	\$ 1,522,800.00
5	Ac. Sulfúrico	Kg	6.701	0.8	Corregir el Ph	Fermentación	60912.00	\$ 48,729.60
6	Ac. Fosfórico	Kg	0.217	0.7	Limpieza de incrustac.	Destilación	60912.00	\$ 42,638.40
7	Urea	Kg	0.157	1	Nutriente levadura	Fermentación	60912.00	\$ 60,912.00
9	Soda Caustica	Kg	0.109	1	Limpieza	General	60912.00	\$ 60,912.00
10	Hipoclorito de Sodio	Kg	0.175	1.2	Sanitización	Ferment./Caldera	60912.00	\$ 73,094.40
11	Regulador de Ph	Kg	0.003	0.9	Corregir el Ph	Caldera	60912.00	\$ 54,820.80
12	Antincrustante-Cald.	Kg	0.005	15	Evita incrustaciones	Caldera	60912.00	\$ 913,680.00
13	Secuestrante-Oxig.	Kg	0.005	6	Secuestra oxígeno	Caldera	60912.00	\$ 365,472.00
14	Biocida	Kg	0.004	12	Reduce la infección	Pta agua	60912.00	\$ 730,944.00
15	Policloruro de aluminio	Kg	0.05	3.5	Coagulante	Pta agua	60912.00	\$ 213,192.00

Parcial	\$ 6,066,835.20
----------------	------------------------

Fuente: Elaboración propia

Otros gastos Indirectos

Tabla 29.-

Otros Gastos Indirectos

Ítem	Descripción	Unidad	Cantidad	C. U (\$)	C. Parcial \$ /mes	Parcial \$/año
1	Camionetas	u.	4	\$ 1,000.00	\$ 4,000.00	\$ 40,000.00
2	Combustible	gln	50	\$ 3.00	\$ 150.00	\$ 1,500.00
3	Personal de Seguridad	u.	6	\$ 500.00	\$ 3,000.00	\$ 30,000.00
4	Agua de mesa	bid. 15 L.	60	\$ 5.00	\$ 300.00	\$ 3,000.00

Parcial	\$ 74,500.00
----------------	---------------------

Fuente: Elaboración propia.

De modo tal que el total de los costos indirectos al año suma \$ 6 990 668.53 y teniendo como base la producción de 60912.0 m³ de alcohol carburante al año, se tiene un costo indirecto de fabricación de \$ 114.77/m³ de alcohol carburante.

Por consiguiente, se tiene un costo de fabricación de \$426.76/m³ de alcohol carburante.

Gastos de Fabricación (Costo Fijo)

Gastos de Ventas

Par el gasto de ventas, se asume un 10% del ingreso generado por las ventas, de modo tal que se tiene \$ 5 123 350.08.

Gastos administrativos

Como gastos administrativos, se considera el costo de contratación de personal administrativo, el costo de mobiliario y el costo de material de escritorio, y para los dos últimos se utilizan asunciones razonables.

Tabla 30.-

Gastos administrativos

Ítem	Descripción	Parcial \$/año
1	Personal Administrativo	\$ 366,666.67
3	Mobiliario Administrativo	\$ 5,000.00
4	Material de escritorio	\$ 1,000.00

Parcial/año	\$ 372,666.67
--------------------	----------------------

Fuente: Propia

De manera que sumando ambos gastos y expresándolos como costo unitario, se tendría:

Total, Costo Fijo \$ 5496016.75

Base de cálculo: 60912.0 m³ de alcohol al año

Costo Fijo: \$ 5496016.75/60912.00

Costo Fijo: \$ 90.63/m³ de alcohol carburante.

Estado de ganancias y pérdidas sin considerar financiamiento

Conocido también como estado de resultados, en él se muestra la rentabilidad del proyecto en un periodo determinado que para nuestro caso es de cinco años.

Se elabora el flujo de caja a partir de las consideraciones iniciales y proyecciones de ventas y de costos realizadas anteriormente, en este Flujo de caja no se considera financiamiento.

Se consideran como ingresos a las ventas de etanol, de alcohol industrial y de oleo fusell; así mismo los costos se dividen en costos fijos y variables, tal como se muestra en la figura mostrada líneas abajo.

Item Descripción	0 2019	1 2020	2 2021	3 2022	4 2023	5 2024
	P. Venta					
1 Prod. Alcohol Carburante (m3)	\$ 800.00	51775.20	54820.80	57866.40	60912.00	60912.00
2 Prod. A. Industrial (m3)	\$ 500.00	6213.02	6578.50	6943.97	7309.44	7309.44
3 Prod. Oleo fusell (m3)	\$ 100.00	1401.48	1483.92	1566.36	1648.80	1648.80
5 Ingreso x Ventas Totales		\$ 44,666,820.00	\$ 47,294,280.00	\$ 49,921,740.00	\$ 52,549,200.00	\$ 52,549,200.00
6 Costos Variables						
6.1 C.V. Etanol (m3)	\$ 426.76	\$ -22,095,454.65	\$ -23,395,187.28	\$ -24,694,919.91	\$ -25,994,652.53	\$ -25,994,652.53
6.2 C.V A. Industrial (m3)	\$ 425.00	\$ -2,640,535.20	\$ -2,795,860.80	\$ -2,951,186.40	\$ -3,106,512.00	\$ -3,106,512.00
6.3 C.V. Oleo fusell (m3)	\$ 85.00	\$ -119,125.80	\$ -126,133.20	\$ -133,140.60	\$ -140,148.00	\$ -140,148.00
7 Costos Fijos(G. Ad. y Ven.)	\$ 5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67
8 Intereses	10%	\$ -1,990,936.32	\$ -1,664,825.96	\$ -1,306,104.58	\$ -911,511.05	\$ -477,458.17
9 Deprec. Construcc.	\$ 5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00
10 Deprec, Maquin. Y Equipo	\$ 50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00
11 Egresos Totales		\$ -32,528,638.64	\$ -33,664,593.91	\$ -34,767,938.15	\$ -35,835,410.25	\$ -35,401,357.37
12 Utilidad Bruta		\$ 12,138,181.36	\$ 13,629,686.09	\$ 15,153,801.85	\$ 16,713,789.75	\$ 17,147,842.63
13 Impuesto	29.5%	\$ 4,168,089.72	\$ 4,511,881.06	\$ 4,855,672.40	\$ 5,199,463.74	\$ 5,199,463.74
14 Utilidad Neta		\$ 7,970,091.65	\$ 9,117,805.03	\$ 10,298,129.46	\$ 11,514,326.02	\$ 11,948,378.90
15 Deprec. Construcc.	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00
16 Deprec, Maquin. Y Equipo	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00
17 Capacitac. Personal	\$ -10,000.00	-	-	-	-	-
18 Iniciación y puesta en marcha	\$ -100,000.00	-	-	-	-	-
19 Estudios de Ingenieria del proy.	\$ -10,000.00	-	-	-	-	-
20 Terreno	\$ -12,000,000.00	-	-	-	-	-
21 Construcción	\$ -700,000.00	-	-	-	-	-
22 Equipos y Maquinaria	\$ -21,588,996.32	-	-	-	-	-
23 Otros Costos	\$ -1,727,119.71	-	-	-	-	-
24 Capital de trabajo	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
25 Préstamo	0%	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
26 Amortización de la deuda		\$ -3,261,103.53	\$ -3,587,213.89	\$ -3,945,935.27	\$ -4,340,528.80	\$ -4,774,581.68
27 Flujo de caja	\$ -36,136,116.02	\$ 4,763,988.12	\$ 5,585,591.15	\$ 6,407,194.18	\$ 7,228,797.21	\$ 7,228,797.21

Figura 22 flujo de Caja para el proyecto sin deuda

Fuente: Propia

3.2.5 Evaluación de la Rentabilidad del Proyecto Sin Financiamiento

La evaluación de la rentabilidad de la inversión, se realiza sobre la base de lo presentado en el flujo de caja anterior y se evalúa en los 10 primeros años que se considera como vida útil del proyecto; para dicha evaluación se utilizan los indicadores económicos como el VAN y TIR.

Flujo de caja	\$ -36,136,116.02	\$ 4,763,988.12	\$ 5,585,591.15	\$ 6,407,194.18	\$ 7,228,797.21	\$ 7,228,797.21
EVALUACION DEL PROY.		1	2	3	4	5
Factor Dscto.	15%	0.870	0.756	0.658	0.572	0.497
Valor presente del FCI		\$ 4,142,598.36	\$ 4,223,509.38	\$ 4,212,834.18	\$ 4,133,088.27	\$ 3,593,989.80
Valor Presente Neto (VPN)		\$ -15,830,096.04				
TIR		-4.4%				

Figura 23 Evaluación económica del proyecto

Fuente: Propia

Según los resultados mostrados en la figura n° 23; para una tasa mínima atractiva de rentabilidad del 15%, los cálculos nos indican:

$$\text{VAN} = \$-15830096.04$$

$$\text{TIR} = -4.4\%$$

De acuerdo a la teoría económica que sustentan estos indicadores se puede indicar que el proyecto sin tener financiamiento no es rentable.

Item Descripción		2019	2020	2021	2022	2023	2024
	P. Venta						
1 Prod. Alcohol Carburante (m3)	\$ 800.00		51775.20	54820.80	57866.40	60912.00	60912.00
2 Prod. A. Industrial (m3)	\$ 500.00		6213.02	6578.50	6943.97	7309.44	7309.44
3 Prod. Oleo fusell (m3)	\$ 100.00		1401.48	1483.92	1566.36	1648.80	1648.80
5 Ingreso x Ventas Totales			\$ 44,666,820.00	\$ 47,294,280.00	\$ 49,921,740.00	\$ 52,549,200.00	\$ 52,549,200.00
6 Costos Variables							
6.1 C.V. Etanol (m3)	\$ 426.76		\$ -22,095,454.65	\$ -23,395,187.28	\$ -24,694,919.91	\$ -25,994,652.53	\$ -25,994,652.53
6.2 C.V A. Industrial (m3)	\$ 425.00		\$ -2,640,535.20	\$ -2,795,860.80	\$ -2,951,186.40	\$ -3,106,512.00	\$ -3,106,512.00
6.3 C.V. Oleo fusell (m3)	\$ 85.00		\$ -119,125.80	\$ -126,133.20	\$ -133,140.60	\$ -140,148.00	\$ -140,148.00
7 Costos Fijos(G. Ad. y Ven.)	\$ 5,627,586.67		\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67
8 Intereses	10%		\$ -1,990,936.32	\$ -1,664,825.96	\$ -1,306,104.58	\$ -911,511.05	\$ -477,458.17
9 Deprec. Construcc.	\$ 5,000.00		\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00
10 Deprec, Maquin. Y Equipo	\$ 50,000.00		\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00
11 Egresos Totales			\$ -32,528,638.64	\$ -33,664,593.91	\$ -34,767,938.15	\$ -35,835,410.25	\$ -35,401,357.37
12 Utilidad Bruta			\$ 12,138,181.36	\$ 13,629,686.09	\$ 15,153,801.85	\$ 16,713,789.75	\$ 17,147,842.63
13 Impuesto	29.5%		\$ 4,168,089.72	\$ 4,511,881.06	\$ 4,855,672.40	\$ 5,199,463.74	\$ 5,199,463.74
14 Utilidad Neta			\$ 7,970,091.65	\$ 9,117,805.03	\$ 10,298,129.46	\$ 11,514,326.02	\$ 11,948,378.90
15 Deprec. Construcc.	\$ 5,000.00		\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00
16 Deprec, Maquin. Y Equipo	\$ 50,000.00		\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00
17 Capacitac. Personal	\$ -10,000.00		-	-	-	-	-
18 Iniciación y puesta en marcha	\$ -100,000.00		-	-	-	-	-
19 Estudios de Ingenieria del proy.	\$ -10,000.00		-	-	-	-	-
20 Terreno	\$ -12,000,000.00		-	-	-	-	-
21 Construcción	\$ -700,000.00		-	-	-	-	-
22 Equipos y Maquinaria	\$ -21,588,996.32		-	-	-	-	-
23 Otros Costos	\$ -1,727,119.71		-	-	-	-	-
24 Capital de trabajo	\$ -		\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
25 Préstamo	0%		\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
26 Amortización de la deuda			\$ -3,261,103.53	\$ -3,587,213.89	\$ -3,945,935.27	\$ -4,340,528.80	\$ -4,774,581.68
27 Flujo de caja		\$ -36,136,116.02	\$ 4,763,988.12	\$ 5,585,591.15	\$ 6,407,194.18	\$ 7,228,797.21	\$ 7,228,797.21
EVALUACION DEL PROY.			1	2	3	4	5
Factor Dscto.	15%		0.870	0.756	0.658	0.572	0.497
Valor presente del FCI			\$ 4,142,598.36	\$ 4,223,509.38	\$ 4,212,834.18	\$ 4,133,088.27	\$ 3,593,989.80
Valor Presente Neto (VPN)			\$ -15,830,096.04				
TIR			-4.4%				

Figura 24 Evaluación de la rentabilidad para el Flujo de caja sin deuda

Fuente: Propia

3.2.6 Cálculo del capital de trabajo

Para realizar el cálculo del capital de trabajo asumimos que los siete primeros meses de producción no se registran ventas del producto; es decir el total de ingresos solo es el sesenta por ciento del total de ingresos al año; lo cual asciende a \$26,800,092.00.

Tabla 31.- Cálculo del capital de trabajo

Descripción	1 2020	2 2021	3 2022	4 2023	5 2024
INGRESOS					
Por ventas	\$ 26,800,092.00	\$ 91,961,100.00	\$ 49,921,740.00	\$ 52,549,200.00	\$ 52,549,200.00
EGRESOS					
C. Variables	\$ -24,855,115.65	\$ 26,317,181.28	\$ 27,779,246.91	\$ 29,241,312.53	\$ 29,241,312.53
C. Fijos	\$ -5,627,586.67	\$ 5,627,586.67	\$ 5,627,586.67	\$ 5,627,586.67	\$ 5,627,586.67
Total Egresos	\$ -30,482,702.32	\$ 31,944,767.95	\$ 33,406,833.57	\$ 34,868,899.20	\$ 34,868,899.20
Flujo Ef.	\$ -3,682,610.32	\$ 60,016,332.05	\$ 16,514,906.43	\$ 17,680,300.80	\$ 17,680,300.80
Flujo Ef. Ac.	\$ -3,682,610.32	\$ 56,333,721.73	\$ 72,848,628.16	\$ 90,528,928.96	\$ 108,209,229.76

Fuente: Propia.

Tal como lo muestra la tabla n° 31, el capital de trabajo asciende a \$ - 3,682,610.32. los cuales son considerados dentro del flujo de caja correspondiente.

3.2.7 Financiamiento del Proyecto

Se asume un financiamiento del 50% del total de la inversión, lo cual asciende a \$20,068,058.01, el cual será financiado a cinco años a una tasa de interés del 10%.

3.2.7.1 *Calculo de la Cuota, interés y amortización a pagar.*

a) Cuota de interés

Utilizamos la expresión:

$$C = P(i)(1+i)^n / ((1+i)^n - 1) \text{ (Nassir Sapag 29011)}$$

Donde:

C = Cuota a pagar

P = Cantidad a financiar

i = Tasa de interés

n = tiempo en años.

De modo tal que, reemplazando los valores arriba indicados, se obtiene una cuota de \$ 5,252,039.85

b) Interés

El interés, se calcula multiplicando la tasa de interés por el saldo adeudado.

Así por ejemplo para el primer año se tiene:

$$\$19,909,363.17 (10\%) = \$1,990,936.32$$

c) Amortización

Finalmente, la amortización, se obtiene restando el interés de la cuota, así por ejemplo para el primer año, se tiene:

$$\$5,252,039.85 - \$1,990,936.32 = \$3,261,103.53$$

Tabla 32.-

Calculo de la cuota de pago, interés y amortización

Año	Saldo Adeudado (\$)	Cuota (\$)	Interés (\$)	Amortización deuda (\$)
1	\$ 19,909,363.17	\$ 5,252,039.85	\$ 1,990,936.32	\$ 3,261,103.53
2	\$ 16,648,259.64	\$ 5,252,039.85	\$ 1,664,825.96	\$ 3,587,213.89
3	\$ 13,061,045.76	\$ 5,252,039.85	\$ 1,306,104.58	\$ 3,945,935.27
4	\$ 9,115,110.48	\$ 5,252,039.85	\$ 911,511.05	\$ 4,340,528.80
5	\$ 4,774,581.68	\$ 5,252,039.85	\$ 477,458.17	\$ 4,774,581.68

Fuente: Elaboración propia.

Flujo de Caja incluido el financiamiento

Existen varias formas de construir el flujo de caja de un proyecto, dependiendo de la información que se desee obtener: rentabilidad del proyecto, rentabilidad para los accionistas o la capacidad de pago de un eventual préstamo a financiar.

Para nuestro caso puesto que se cuenta con financiamiento se elabora el flujo de caja para el inversionista y se construye en base a los egresos y egresos proyectados del plan de producción

tem Descripción		0 2019	1 2020	2 2021	3 2022	4 2023	5 2024
	P. Venta						
1 Prod. Alcohol Carburante (m3)	\$ 800.00		51775.20	54820.80	57866.40	60912.00	60912.00
2 Prod. A. Industrial (m3)	\$ 500.00		6213.02	6578.50	6943.97	7309.44	7309.44
3 Prod. Oleo fusell (m3)	\$ 100.00		1401.48	1483.92	1566.36	1648.80	1648.80
5 Ingreso x Ventas Totales			\$ 44,666,820.00	\$ 47,294,280.00	\$ 49,921,740.00	\$ 52,549,200.00	\$ 52,549,200.00
6 Costos Variables							
6.1 C.V. Etanol (m3)	\$ 426.76		\$ -22,095,454.65	\$ -23,395,187.28	\$ -24,694,919.91	\$ -25,994,652.53	\$ -25,994,652.53
6.2 C.V A. Industrial (m3)	\$ 425.00		\$ -2,640,535.20	\$ -2,795,860.80	\$ -2,951,186.40	\$ -3,106,512.00	\$ -3,106,512.00
6.3 C.V. Oleo fusell (m3)	\$ 85.00		\$ -119,125.80	\$ -126,133.20	\$ -133,140.60	\$ -140,148.00	\$ -140,148.00
7 Costos Fijos(G. Ad. y Ven.)	\$ 5,627,586.67		\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67
8 Intereses	10%		\$ -1,990,936.32	\$ -1,664,825.96	\$ -1,306,104.58	\$ -911,511.05	\$ -477,458.17
9 Deprec. Construcc.	\$ 5,000.00		\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00
10 Deprec, Maquin. Y Equipo	\$ 50,000.00		\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00
11 Egresos Totales			\$ -32,528,638.64	\$ -33,664,593.91	\$ -34,767,938.15	\$ -35,835,410.25	\$ -35,401,357.37
12 Utilidad Bruta			\$ 12,138,181.36	\$ 13,629,686.09	\$ 15,153,801.85	\$ 16,713,789.75	\$ 17,147,842.63
13 Impuesto	29.5%		\$ 4,168,089.72	\$ 4,511,881.06	\$ 4,855,672.40	\$ 5,199,463.74	\$ 5,199,463.74
14 Utilidad Neta			\$ 7,970,091.65	\$ 9,117,805.03	\$ 10,298,129.46	\$ 11,514,326.02	\$ 11,948,378.90
15 Deprec. Construcc.	\$ 5,000.00		\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00
16 Deprec, Maquin. Y Equipo	\$ 50,000.00		\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00
17 Capacitac. Personal	\$ -10,000.00		-	-	-	-	-
18 Iniciación y puesta en marcha	\$ -100,000.00		-	-	-	-	-
19 Estudios de Ingenieria del proy.	\$ -10,000.00		-	-	-	-	-
20 Terreno	\$ -12,000,000.00		-	-	-	-	-
21 Construcción	\$ -700,000.00		-	-	-	-	-
22 Equipos y Maquinaria	\$ -21,588,996.32		-	-	-	-	-
23 Otros Costos	\$ -1,727,119.71		-	-	-	-	-
24 Capital de trabajo	\$ -3,682,610.32		\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
25 Préstamo	50%		\$ 19,909,363.17				
26 Amortización de la deuda			\$ -3,261,103.53	\$ -3,587,213.89	\$ -3,945,935.27	\$ -4,340,528.80	\$ -4,774,581.68
27 Flujo de caja		\$ -19,909,363.17	\$ 4,763,988.12	\$ 5,585,591.15	\$ 6,407,194.18	\$ 7,228,797.21	\$ 7,228,797.21

Figura 25 Flujo de caja del inversionista

Fuente: Elaboración propia

3.2.8 Evaluación de la Rentabilidad del Proyecto incluyendo el financiamiento

La evaluación de la rentabilidad de la inversión, se realiza sobre la base de lo presentado en el flujo de caja con deuda y se evalúa en los 05 primeros años que se considera como vida útil del proyecto; para dicha evaluación se utilizan los indicadores económicos como el VAN y TIR.

27 Flujo de caja	\$ -19,909,363.17	\$ 4,763,988.12	\$ 5,585,591.15	\$ 6,407,194.18	\$ 7,228,797.21	\$ 7,228,797.21
EVALUACION DEL PROY.		1	2	3	4	5
Factor Dscto.	15%	0.870	0.756	0.658	0.572	0.497
Valor presente del FCI		\$ 4,142,598.36	\$ 4,223,509.38	\$ 4,212,834.18	\$ 4,133,088.27	\$ 3,593,989.80
Valor Presente Neto (VPN)		\$ 396,656.81				
TIR		15.8%				
Tiempo de recuperación		5	años			

Figura 26 Evaluación de la rentabilidad para el proyecto incluido financiamiento

Fuente: Elaboración propia

Según los resultados obtenidos en la figura n° 26, para una tasa mínima atractiva de rentabilidad del 15%, los cálculos nos indican:

VAN = \$396,656.81

TIR = 15.8%

Recuperación: 5 años

Tabla 33 Calculo del periodo de recuperación

Año	Saldo Inversión	Flujo anual	Rentab. Exigida	Rec. Inversión
1	\$ 19,909,363.17	\$ 4,763,988.12	\$ 2,986,404.48	\$ 1,777,583.64
2	\$ 18,131,779.53	\$ 5,585,591.15	\$ 2,719,766.93	\$ 2,865,824.22
3	\$ 15,265,955.31	\$ 6,407,194.18	\$ 2,289,893.30	\$ 4,117,300.88
4	\$ 11,148,654.43	\$ 7,228,797.21	\$ 1,672,298.16	\$ 5,556,499.05
5	\$ 5,592,155.38	\$ 7,228,797.21	\$ 838,823.31	\$ 6,389,973.91
6	\$ -797,818.53	\$ 7,228,797.21	-	-

Fuente: Propia

De acuerdo a la teoría económica que sustentan estos indicadores de rentabilidad, es conveniente que se realice la inversión para la instalación de una planta de alcohol carburante en la Región Piura.

Item Descripción	0 2019	1 2020	2 2021	3 2022	4 2023	5 2024
P. Venta						
1 Prod. Alcohol Carburante (m3)	\$ 800.00	51775.20	54820.80	57866.40	60912.00	60912.00
2 Prod. A. Industrial (m3)	\$ 500.00	6213.02	6578.50	6943.97	7309.44	7309.44
3 Prod. Oleo fusell (m3)	\$ 100.00	1401.48	1483.92	1566.36	1648.80	1648.80
5 Ingreso x Ventas Totales		\$ 44,666,820.00	\$ 47,294,280.00	\$ 49,921,740.00	\$ 52,549,200.00	\$ 52,549,200.00
6 Costos Variables						
6.1 C.V. Etanol (m3)	\$ 426.76	\$ -22,095,454.65	\$ -23,395,187.28	\$ -24,694,919.91	\$ -25,994,652.53	\$ -25,994,652.53
6.2 C.V A. Industrial (m3)	\$ 425.00	\$ -2,640,535.20	\$ -2,795,860.80	\$ -2,951,186.40	\$ -3,106,512.00	\$ -3,106,512.00
6.3 C.V. Oleo fusell (m3)	\$ 85.00	\$ -119,125.80	\$ -126,133.20	\$ -133,140.60	\$ -140,148.00	\$ -140,148.00
7 Costos Fijos(G. Ad. y Ven.)	\$ 5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67	\$ -5,627,586.67
8 Intereses	10%	\$ -1,990,936.32	\$ -1,664,825.96	\$ -1,306,104.58	\$ -911,511.05	\$ -477,458.17
9 Deprec. Construcc.	\$ 5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00	\$ -5,000.00
10 Deprec, Maquin. Y Equipo	\$ 50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00	\$ -50,000.00
11 Egresos Totales		\$ -32,528,638.64	\$ -33,664,593.91	\$ -34,767,938.15	\$ -35,835,410.25	\$ -35,401,357.37
12 Utilidad Bruta		\$ 12,138,181.36	\$ 13,629,686.09	\$ 15,153,801.85	\$ 16,713,789.75	\$ 17,147,842.63
13 Impuesto	29.5%	\$ 4,168,089.72	\$ 4,511,881.06	\$ 4,855,672.40	\$ 5,199,463.74	\$ 5,199,463.74
14 Utilidad Neta		\$ 7,970,091.65	\$ 9,117,805.03	\$ 10,298,129.46	\$ 11,514,326.02	\$ 11,948,378.90
15 Deprec. Construcc.	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00	\$ 5,000.00
16 Deprec, Maquin. Y Equipo	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00	\$ 50,000.00
17 Capacitac. Personal	\$ -10,000.00	-	-	-	-	-
18 Iniciación y puesta en marcha	\$ -100,000.00	-	-	-	-	-
19 Estudios de Ingeniería del proy.	\$ -10,000.00	-	-	-	-	-
20 Terreno	\$ -12,000,000.00	-	-	-	-	-
21 Construcción	\$ -700,000.00	-	-	-	-	-
22 Equipos y Maquinaria	\$ -21,588,996.32	-	-	-	-	-
23 Otros Costos	\$ -1,727,119.71	-	-	-	-	-
24 Capital de trabajo	\$ -3,682,610.32	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
25 Préstamo	50%	\$ 19,909,363.17				
26 Amortización de la deuda		\$ -3,261,103.53	\$ -3,587,213.89	\$ -3,945,935.27	\$ -4,340,528.80	\$ -4,774,581.68
27 Flujo de caja	\$ -19,909,363.17	\$ 4,763,988.12	\$ 5,585,591.15	\$ 6,407,194.18	\$ 7,228,797.21	\$ 7,228,797.21
EVALUACION DEL PROY.						
Factor Dscto.	15%	0.870	0.756	0.658	0.572	0.497
Valor presente del FCI		\$ 4,142,598.36	\$ 4,223,509.38	\$ 4,212,834.18	\$ 4,133,088.27	\$ 3,593,989.80
Valor Presente Neto (VPN)		\$ 396,656.81				
TIR		15.8%				

Figura 27 Determinación de la Rentabilidad del Proyecto

Fuente: Elaboración propia

3.2.9 Análisis del Riesgo asociado al proyecto

Para determinar el riesgo asociado al producto se evaluó el impacto de las posibles variaciones del precio de venta, del costo variable de producción y del porcentaje de la inversión a financiar, sobre la rentabilidad del proyecto.

3.2.9.1 Impacto de la reducción del precio del alcohol carburante. sobre la rentabilidad.

Para ello, se reduce el precio de venta en 5%, es decir si se reduce de \$ 800/m³ a \$760/m³ de alcohol carburante. Al caer el precio de venta en tan solo un 5% se obtienen valores del Valor presente neto y de la tasa interna de retorno de:

$$\text{VPN} = \$-5,316,352.22$$

$$\text{TIR} = 4.3\%$$

Lo cual demuestra que la variable precio de venta es altamente sensible, pues ante una pequeña reducción del precio de venta, ocasiona que el proyecto se torne irrentable.

3.2.9.2 Impacto del incremento del costo variable de producción sobre la rentabilidad del proyecto.

Se observa que el costo variable de producción es también una variable sensible, puesto que al incrementar en 5%, es decir si aumentamos de \$ 426.76 a \$ 448.10 produce los siguientes resultados:

$$\text{VPN} = \$-3,497,732.81$$

$$\text{TIR} = 8.1\%$$

Lo cual al igual que en el caso anterior, ocasiona que el proyecto se vuelva irrentable.

3.2.9.3 Evaluación del Porcentaje de la inversión a financiar

Si el porcentaje de la inversión requerida, baja de 50% a 30%, el proyecto adopta los siguientes valores para sus indicadores:

$$\text{VPN} = \$-524,827.60$$

$$\text{TIR} = 14.2\%$$

De manera que al darse este escenario el proyecto se vuelve irrentable.

3.3 Discusión de Resultados

Según nuestros resultados, encontramos que la capacidad de la planta es de 200 m³/d, estará ubicada en la provincia de Sullana y es factible su instalación puesto que técnicamente existe la tecnología y también se tiene la disponibilidad de la misma, además los indicadores económicos muestran valores favorables, tales como el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR), arrojan valores de \$396,656.81 y 15.8%, respectivamente, así mismo el periodo de recuperación es de 5 años. Estos resultados son similares a los obtenidos por Spanser, López y Celis, (2010), ya que en su investigación arrojó resultados favorables también para el valor actual neto. Para la tasa interna de retorno y para la relación beneficio costo: VANE: US\$ 612.489; TIRE: 79.16% Y B/C: 1.73.; así también VANF: US\$ 713.517; TIRF: 227.52%; B/CF: 1.85. para los indicadores económicos y financieros respectivamente.

Por otro lado, resultados similares obtuvo Godínez (2013), en su investigación “Estudio de Prefactibilidad para la creación de una planta Productora de Etanol a partir de residuos sólidos municipales ya que la capacidad de su planta fue de 90 m³/d; así mismo la tecnología utilizan la misma tecnología “tamices moleculares” y en la evaluación económica sus indicadores de tasa interna de retorno (TIR) y de valor presente neto (VPN) fueron: 14.5% y \$ 37 718 377.

IV. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 Conclusiones

Se concluye que la instalación de una planta para la producción de alcohol carburante a partir de sorgo dulce en la región Piura, es factible puesto que los indicadores económicos obtenidos son favorables, tal como se muestra en la página 124.

VAN = \$396,656.81

TIR = 15.8 %

Recuperación: 5 años

El estudio de mercado nos dice que a nivel nacional no existe demanda insatisfecha pues se demanda alrededor de 203.5 m³/d, para el año 2018, dicha cantidad es cubierta con solo la producción de una de las plantas de alcohol carburante existentes en la región Piura; sin embargo, a nivel mundial si existe demanda insatisfecha pues se demandan alrededor cuarenta mil millones de galones y se ofertan alrededor de treinta y dos mil millones; por ende, existe una demanda insatisfecha de ocho mil millones de galones que cubrir.

Técnicamente existe la tecnología que hace posible la obtención industrial de alcohol carburante y actualmente la tecnología de tamices moleculares es la más recomendada, por su facilidad en la operación y por su bajo consumo energético en relación a las demás tecnologías existentes.

Por otro lado, se puede verificar que cuando el proyecto no contempla financiamiento, es decir el flujo de caja no contiene deuda, los indicadores económicos, muestran valores desfavorables, indicando que el proyecto es irrentable.

Se puede observar que el precio de venta del producto y los costos variables del alcohol carburante, así como el porcentaje del total de la inversión a financiar son variables altamente sensibles, lo cual nos muestra que la inversión es riesgosa.

4.2 Recomendaciones

Se recomienda evaluar la posibilidad de cogenerar energía eléctrica a partir del bagazo de sorgo obtenido como subproducto del proceso, para de esta manera agregar un valor agregado a la planta y poder ser más competitivos.

Se recomienda incorporar en el flujo de caja los ingresos obtenidos por el DRAW BACK.

Se recomienda ahondar más en el estudio y la caracterización del sorgo que se produce en el departamento de Piura a fin de determinar la variedad que presente una mayor concentración de azúcares fermentables, pues a mayor cantidad de éstos mayor rendimiento industrial.

REFERENCIAS

Arias, F. (2006) Mitos y errores en la elaboración de tesis y proyectos de investigación, Caracas – Venezuela: Episteme.

Alvarez, Silvia; Evelson, Pablo; Boveris, Alberto (2008). Etanol: El combustible del futuro. En: Encrucijadas, no. 45. Universidad de Buenos Aires. Recuperado de: <http://repositorioubi.sisbi.uba.ar>.

Barrientos Cabanillas, R., (2006). Los biocombustibles y la producción de etanol
Pensamiento Crítico N.º 9, pp. 115-136.

Budich M, Brunner G (2003) Supercritical fluid extraction of ethanol from aqueous solutions. J. Supercrit. Fluid 25: 45-55.

Berg C. (2001). World Fuel Ethanol. Analysis and Outlook. F.O. Licht. Disponible en: <http://www.agra-europe.co.uk/FOLstudies/FOL-Spec04.html>. [Visitada en marzo de 2004].

Carriazo Guevara, K., y Tarras García, P., (2012), Estudio de Factibilidad para Una Planta de Bioetanol a Partir del Aprovechamiento de Cascaras de Plátano En La Empresa Colombian Biofuel S.A.S. Cartagena, Colombia.

Cardona C, Sánchez O (2004) Analysis of integrated flow sheets for biotechnological production of fuel ethanol. En PRES 2004 - 16th Internat. Cong. Chemical and Process Engineering (CHISA 2004). Praga, República Checa. (Formato CD).

Chin PM, Ingledew WM (1994) Effect of lactic acid bacteria on wheat mash fermentations prepared with laboratory backset. *Enzyme Microb. Technol.* 16: 311-317.

Chávez, C. A. (2007). *Uso del Bioetanol en el Perú*, Dirección General de Promoción Agraria – Ministerio de Agricultura.

Congreso del Perú (07 de agosto 2005) *Ley de Promoción del Mercado de Biocombustibles Ley 28054, DS- 13_2005_EM, Art. 6.*

Gros, H. Diaz S. Brignole, E, (1998), Near-Critical Separation Of Aqueous Azeotropic Mixtures: Process Synthesis And Optimization. *Journal of Supercritical Fluids*. Volume 12, Number 1. Publisher Elsevier

Guan, Hub (2003) *Simulation And Analysis Of Pressure Swing Adsorption: Etanol Drying Process By The Electrical Analogue*. Institute of Chemical Engineering, South China University of Technology. Guangzhou. Department of Chemical Engineering, University of Science and Technology, Hong Kong.

Gulati M., Kohlman K., Ladish M.R., Hespell R., Bothast R.J. (1996). Assessment of etanol production options for corn products. *Bioresource Technology*, 5: 253-264.

Nassir Sapag C. (2011) *Proyectos de Inversión Formulación y Evaluación*, 2° Ed. Pearson, Chile.

Kosaric N., Velikonja J. (1995). Liquid and gaseous fuels from biotechnology: challenge and opportunities. *FEMS Microbiology Reviews*, 16: 111-142.

Ludeña, D. (2019). *Estudio De Prefactibilidad Para La Producción industrial De Bioetanol Anhidro A Partir De Residuos Lignocelulósicos En La Ciudad De Lima-2019*. (Tesis de Grado). Universidad Señor de Sipan. Lambayeque Perú.

Lopez Zabaleta G., (2014), Evaluación con Opciones Reales para la Instalación de una planta de Bioetanol-Montecillo, Mexico.

(Ley 28054, Arti_6_DS- 13_2005_EM).

Lopez, J. (1999) Procesos de investigación, Caracas, Editorial Panapo.

McAloon A., Taylor F., Yee W., Ibsen K., Wooley R. (2000). Determining the cost of producing ethanol from corn starch and lignocellulosic feedstocks. Technical Report NREL/TP-580-28893. Golden, CO (USA): National Renewable Energy Laboratory. 35 p.

Nguyen MH (2003) Alternatives to spray irrigation of starch waste based distillery effluent. J. Food Eng. 60: 367-374.

Norma Técnica Peruana -211020 (2003). Bebidas Alcohólicas, Alcohol Etilico Definiciones (p1, p2, p3, p4) Lima, Perú.

Nigam P., Singh D. (1995). Enzyme and microbial systems involved in starch processing. Enzyme and Microbial Technology, 17: 770-778

Organización de las naciones unidas para la alimentación y la agricultura, OCDE/FAO (2015), "OECD-FAO Agricultural Outlook", OECD Agriculture Statistics (base de datos) <http://dx.doi.org/10.1787/agr-outl-data-en>.

Perry, J., (2005), Manual Del Ingeniero Químico, 5° Edición, Hispano Americana, México.

Quintero Dallos, V., (2009) Evaluación del Potencial de Producción de Etanol Combustible a partir de la Biomasa Secundaria Disponible en la Agroindustria Azucarera

Colombiana. (Tesis de Maestría), Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.

Robertson G.H., Wong D.W.S., Lee C.C., Wagschal K., Smith M.R., Orts W.J. (2006). Native or raw starch digestion: A key step in energy efficient biorefining of grain. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 54: 353-365.

Spancer, Lopez y Celis, (2010). Estudio de Prefactibilidad para la Instalación de una Planta de Producción de Alcohol Carburante a partir de la Caña de azúcar en la región Loreto. (Tesis de Pregrado), Universidad Nacional de la Amazonia Peruana, Loreto. Perú.

Sun Y., Cheng J. (2002). Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. *Bioresource Technology*, 83: 1-11

Wasykiewicz, S.K. Kobyłka, L.C. and Satyro, M.A.(1999). Designing azeotropic distillation columns. *Chem. Eng.* 106, 8, 80-85.

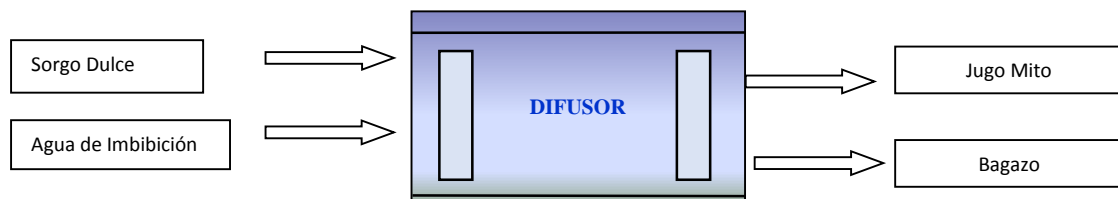
Uyazán, A., et al. (2003). Simulación De La Deshidratación De Etanol Azeotrópico Por Destilación Extractiva, Tesis Universidad Nacional de Colombia, Bogota.

ANEXOS:

ANEXO-1

BALANCE DE MATERIALES

1.1 Balance en el difusor



Datos de entrada:

Tabla 34.-

Características del sorgo dulce

SORGO DULCE		
F. Mas. (Tn/h)		130.00
ART	ARF (%)	12.00%
	ARI (%)	0.50%
FIBRA (%)		13.00%
SSD (%)		0.30%

Fuente: Sucroalcolera del Chira

Balance de ART:

$$\% \text{ART-melaza} * \text{F-másico-melaza} + \% \text{ART-Agua} * \text{F-másico-agua} = \% \text{ART-jugo mixto} * \text{F-másico-jugo mixto} \dots (1)$$

Puesto que ART agua = 0 y despejando F-másico mosto preparado la Ec. (1) quedaría:

$F_{\text{másico-mosto-preparado}} = (ART_{\text{melaza}}) * (F_{\text{másico-melaza}}) / (\%ART_{\text{mosto-preparado}}) \dots (2)$

Reemplazando valores en (2)

$F_{\text{másico-mosto-preparado}} = 0.62 * 564 / 0.165 = 2119.27 \text{ Tn/d.}$

De la misma forma realizando balance de ARI obtenemos: $\%ARI = 0.27\%$

$\%ARF = \%ART - \%ARI = 16.5 - 0.27 = 16.23\%$

De la misma forma realizando balance de los grados Brix obtenemos: $\%Brix = 21.29\%$.

A partir de la tabla Brix Vs. Densidad obtenemos la densidad, que para un brix de 21.29 % le corresponde una densidad de 1.09 Kg/L.

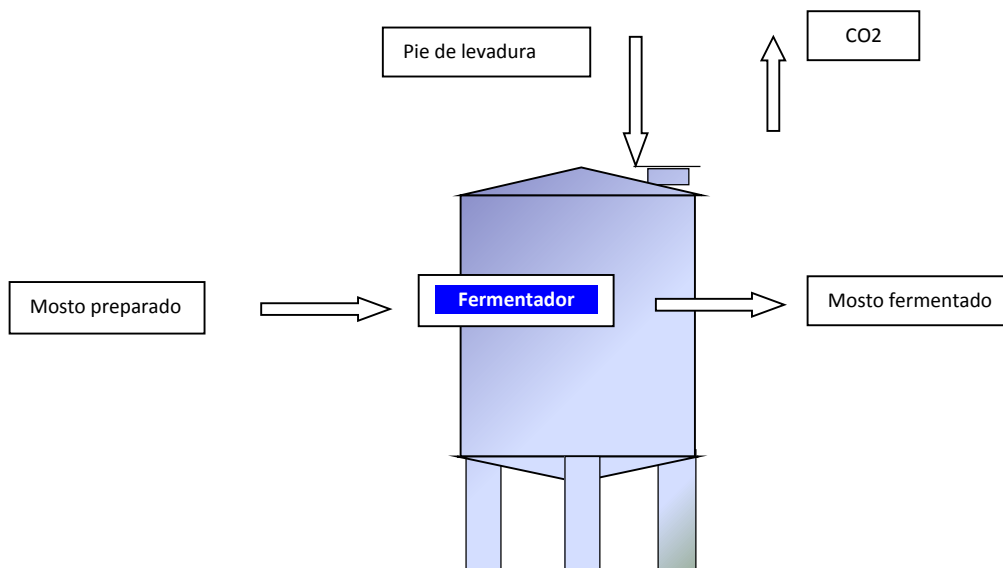
$F_{\text{volumétrico}} = F_{\text{másico}} / \text{densidad} = 2119.27 / 1.09 = 1950.89 \text{ m}^3/\text{d.}$

Determinación de la cantidad de agua de imbibición:

$F_{\text{másico-agua-dilución}} = F_{\text{másico-mosto-preparado}} - F_{\text{másico-melaza}} \dots (3)$

Reemplazando valores se obtiene $= 2119.27 - 564.0 = 1555.27 \text{ Tn/d.}$

1.2) Balance en el Fermentador:



Eficiencia de fermentación: se fija en 93%

Producción de CO₂:

$$\text{TN CO}_2 = (0.4889) * (\% \text{ ARF-mosto-preparado}) * (\text{flujo-másico-mosto-preparado}) * (\% \text{ Ef-fermentación}) / 1000.$$

Reemplazando valores se obtiene: 156.43 Tn/d.

Primero es necesario cuantificar la cantidad del pie de levadura y lo hacemos en función del mosto preparado así: Pie de levadura = 30% del total de volumen contenido en el fermentador.

$$\text{Volumen de pie} =: 0.30 * (\text{vol.-mosto-preparado} + \text{vol.-pie-de-levadura}) \dots (4)$$

Despejando volumen de pie de levadura de la Ec. (4), se tiene: $(3 * \text{vol.-mosto-fermentado}) / 7$.

$$\text{Reemplazando valores sería} = (3 * 1950.89) / 7 = 836.10 \text{ m}^3/\text{d}.$$

El pie se corrige hasta un brix de 4°, de manera que le corresponde una densidad de 1.01Kg/L.

$$\text{Por ende su flujo másico del pie de levadura será} = (F\text{-vol.}) * (\text{densidad}) \dots (5)$$

$$\text{Reemplazando valores en (5)} = 836.10 * 1.01 = 844.46 \text{ Tn/d}$$

Ahora conociendo el flujo másico de tres corrientes puedo determinar la cuarta corriente realizando un balance general en el fermentador:

$$F\text{-másico-mosto ferm.} = F\text{-másico-mosto preparado} + F\text{-masico-pie-levadura} - F\text{-masico-CO}_2 \dots (6)$$

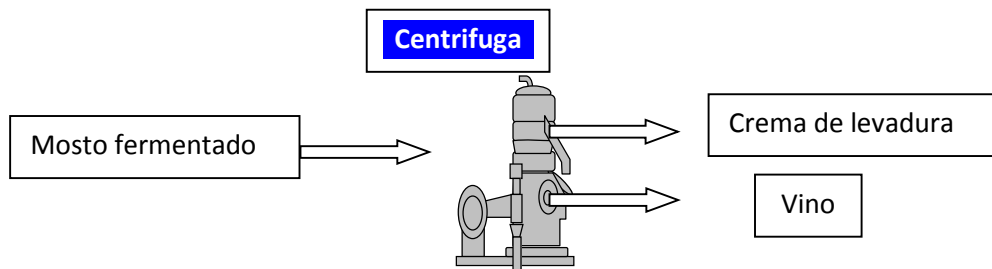
$$\text{Reemplazando valores en (6) se tiene: } 2119.27 + 844.46 - 156.43 = 2807.3 \text{ Tn/d}$$

Al mosto fermentado se le asigna un Brix de 7°, de manera que le corresponde una densidad de 1.03Kg/L.

$$\text{Por ende, su flujo volumétrico será} = (F\text{-másico}) / (\text{densidad}) \dots (7)$$

$$\text{Reemplazando valores en (7)} = 2807.3 / 1.03 = 2725.54.$$

1.3) Balance en la centrifuga



Balance general:

$$F\text{-másico-mosto-ferm.} = F\text{-másico-crema-levadura} + F\text{-másico-vino... (8)}$$

Utilizando un porcentaje de retorno 10 % del mosto fermentado se tiene el flujo másico de la crema de levadura es: $0.10 * 2807.31 = 280.73 \text{ Tn/d}$

Despejando y reemplazando el flujo másico del vino de (8), se tiene $= 2807.31 - 280.73 = 2526.58 \text{ Tn/d}$

Para el caso del vino se considera una densidad igual a 1 Kg/l, de manera que el flujo volumétrico será igual al flujo másico $= 2526.58 \text{ m}^3/\text{d}$.

Determinación del porcentaje alcohólico en el vino:

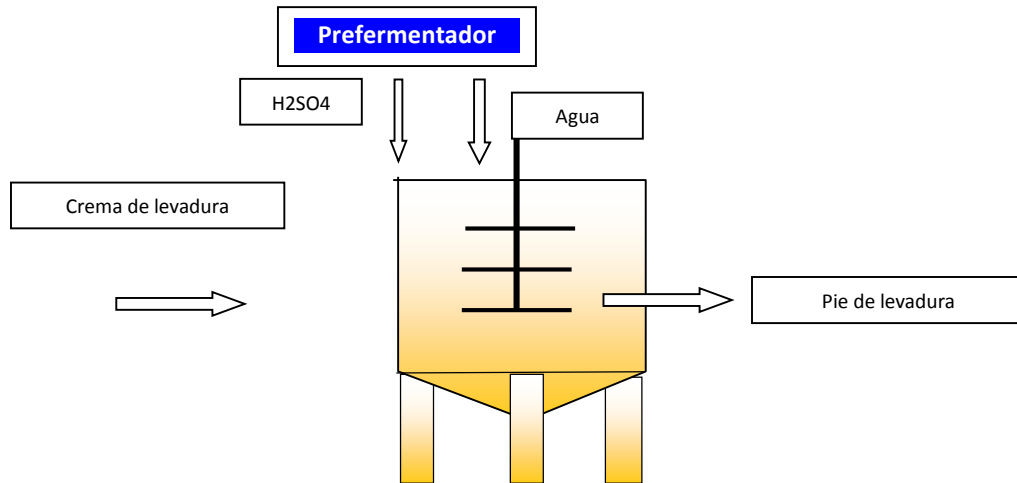
$$\%OH\text{-vino} = (\text{Alcohol-real-mosto-fermentado} / (F\text{-vol.-vino} * 1000)) * 100... (9)$$

$$\text{Alcohol-real-mosto-fermentado} = (\%E_f\text{-ferm}) * (647.5) * (\%ARF\text{-melaza}) * (\text{Flujo másico-melaza})... (10)$$

$$\text{Reemplazando valores en (10) se tiene} = 0.93 * 647.5 * 0.61 * 564 = 207172.29 \text{ (LAA)... (11)}$$

Reemplazando (11) en (9) = $(207172.29/(2526.58*1000))*100 = 8.20 \%$.

1.4) Balance en el prefermentador



Primero determino la cantidad de Ac. Sulfúrico a utilizar en función de los litros de alcohol obtenido, se asume un ratio de 9.95g. de Ac. Por L. de alcohol hidratado obtenido (9.95g/L OH).

Determinación de la cantidad de Ac. Sulfúrico a utilizar:

$$F\text{-másico-Ac.} = (9.95) * (F\text{-másico de alcohol hidratado}) / (1000000) \dots (12)$$

$$\text{Flujo másico de alcohol hidratado} = ((\% \text{OH-vino}) * (F\text{-vol.-vino} * 10) * (\% \text{Ef-destilación}) / \text{factor conv LAA a LV}) \dots (13)$$

$$\text{Reemplazando valores en (13) se tiene} = 8.20 * 2526.58 * 10 * 0.985 * 1.0428 = 212806.14 \text{ L} \dots (14)$$

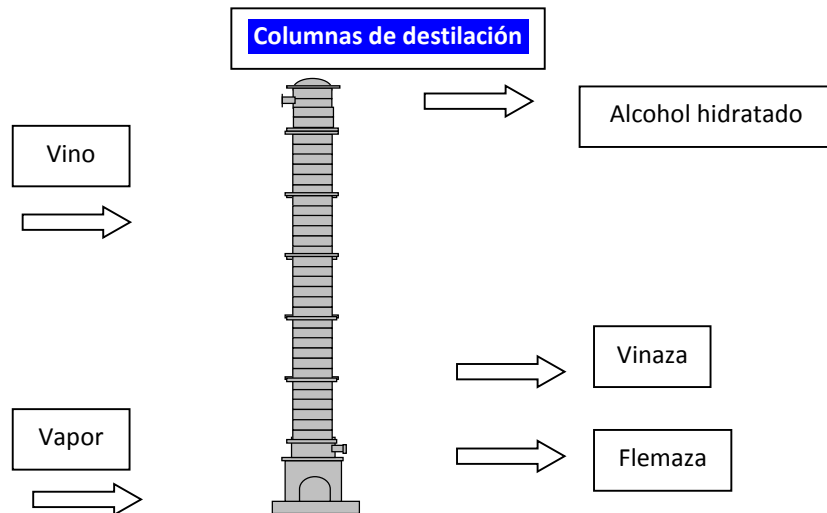
$$\text{Reemplazando (14) en (12)} = F\text{-másico-Ac.} = 9.95 * 212806.14 / 1000000 = 2.12 \text{ Tn/d}$$

Determinación de la cantidad de agua para prefermentación:

$$F\text{-másico -agua} = F\text{-másico-pie-levadura} - F\text{-másico-crema-levadura} - F\text{-másico Ac. Sulfúrico} \dots (15)$$

Reemplazando y se tiene: $F_{\text{másico-agua}} = 844.46 - 280.73 - 2.12 = 561.61 \text{ Tn/d.}$

1.5) Balance en el sistema de destilación:



Determinación del consumo de vapor:

Se utiliza el ratio: 2Kg de vapor por LV de alcohol (2 Kg/LV).

Consumo de vapor = $2 * 212806.14 / 1000 = 425.612 \text{ Tn/d.}$

Determinación del flujo másico de vinaza:

Se utiliza el ratio: 7.38 Kg de vapor por LV de alcohol (7.38 Kg/LV).

Flujo másico de vinaza = $7.38 * 212806.14 / 1000 = 1570.51 \text{ Tn/d.}$

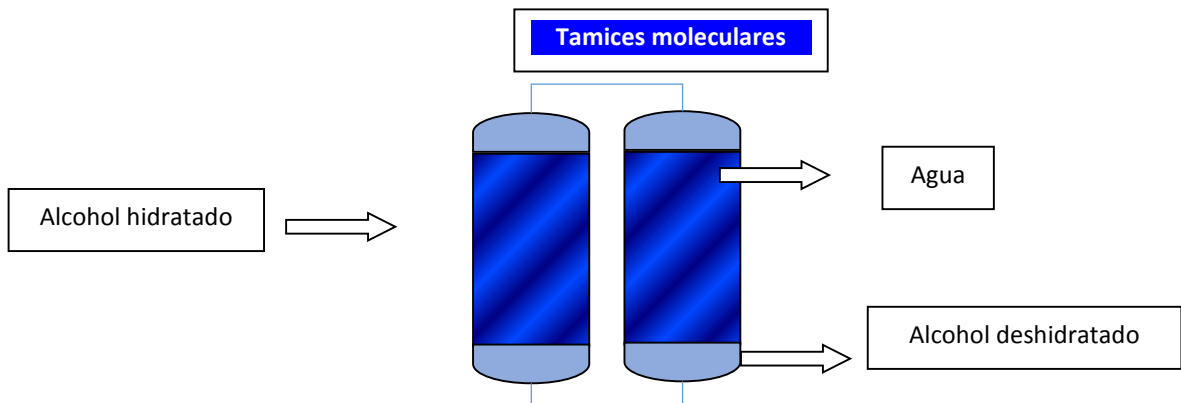
Determinación del flujo másico de alcohol hidratado = $F_{\text{vol.-alcohol-hidratado}} * \text{densidad} \dots (16)$

Reemplazando valores en (16) = $0.798 * 212806.14 = 167.90 \text{ Tn/d.}$

Determinación del flujo másico de la flemaza = $F_{\text{másico (Vino + vapor-alcohol hidratado-vinaza)}} \dots (17)$

Reemplazando valores en (17) se tiene: $2526.58 + 425.612 - 167.90 - 1570.51 = 1213.782 \text{ Tn/d}$.

1.6) Balance en el sistema de deshidratación:



Suponiendo una Eficiencia de deshidratación del 98% se tiene:

Determinación del Flujo volumétrico del alcohol deshidratado:

$F\text{-vol.-alcohol-deshidratado} = F\text{-vol.-alcohol-hidratado} * \text{Grado-alcoholico-alcohol-hidratado} * \text{Ef-deshidratación} \dots (18)$

Reemplazando valores en (18) = $212806.14 * 0.96 * 0.98 = 200208.02 \text{ L/d}$

$F\text{-masico-alcohol-deshidratado} = F\text{-vol.-alcohol-deshidratado} * \text{densidad} \dots (19)$

Reemplazando valores en (19) = $200208.02 * 0.8 = 160.17 \text{ Tn/d}$

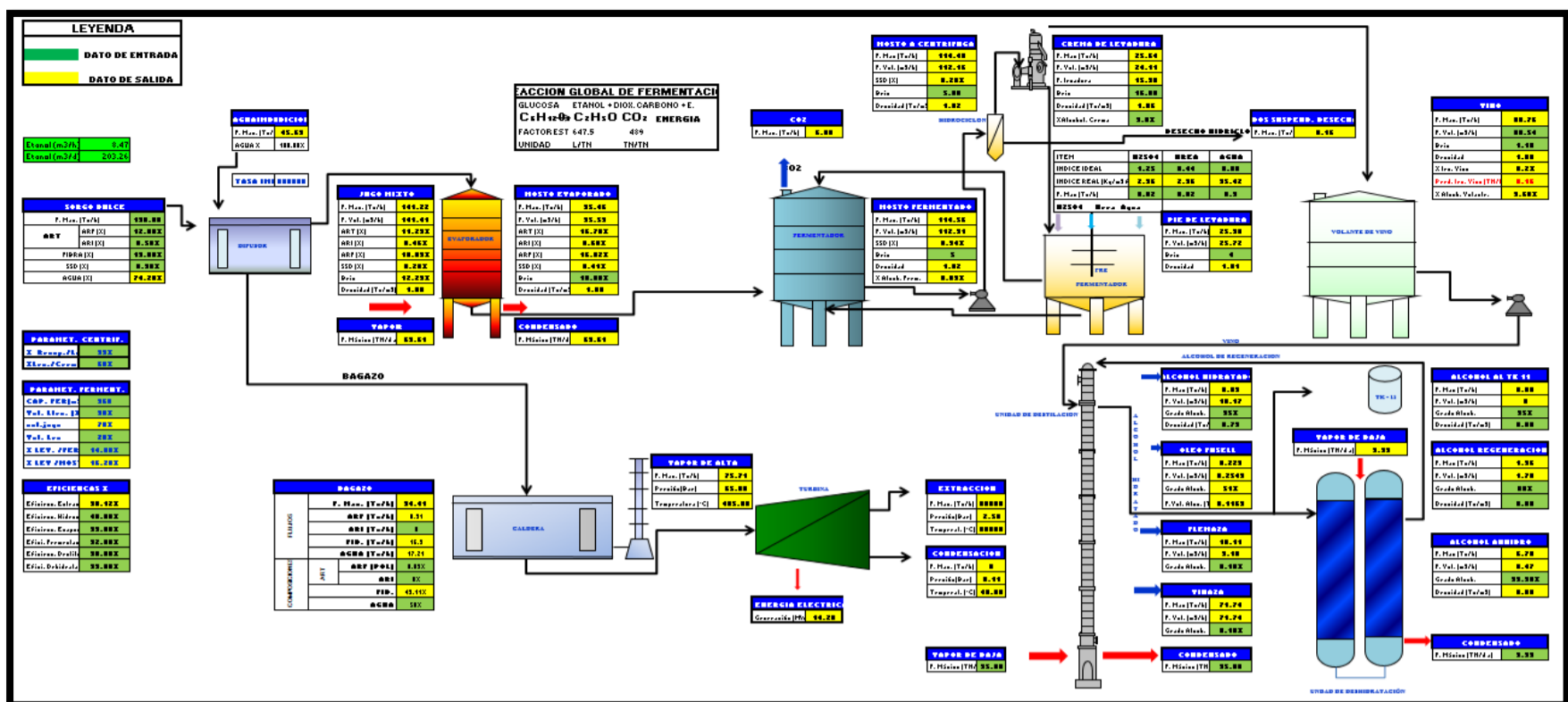


Figura 28 Balance global de materiales para la planta de etanol carburante

Fuente: Elaboración propia

ANEXO-2

BALANCE DE ENERGIA

Para este balance se consideran aquellas unidades donde el consumo de energía es significativo, para nuestro caso solo se considera los reboiler de todas las columnas y es obtenido mediante simulación usando Hysys 3.01.

En los calentadores I-1, I-2 e I-3 el consumo de energía es nulo debido a la utilización de las corrientes de fondos (vinaza y alcohol anhidro) como fluidos de calentamiento.

Para el cálculo de la cantidad de vapor necesario, se utiliza datos de tablas líquido vapor saturado a fin de encontrar la entalpia a las condiciones especificadas.

Para los efectos del cálculo de la cantidad de agua se utiliza un valor fijo de $C_p = 3.972$ BTU/Kg °C, para el agua y 2.6 BTU/Kg °C, para el alcohol.

Asunciones planteadas:

Se asume que las pérdidas de calor son despreciables en tanto que se tiene un buen aislamiento.

Se asume que el agua servida obtenida a la salida tiene una temperatura de 55°C y que el agua ingresa a 25°C .

(Ver apartado de diseño de equipos para revisar los datos de entrada al simulador).

2.1) Requerimiento de energía y agua para la columna mostera:

Se cuantifica por medio de simulación, los valores obtenidos se muestran en la figura 11.

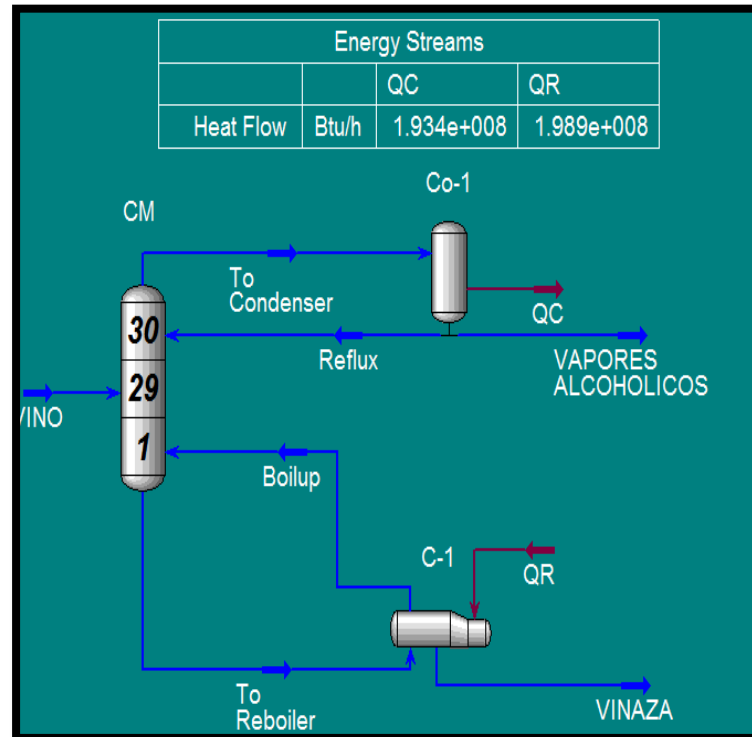


Figura 29 Flujo energético para la columna mostera

Fuente: Elaboración propia.

2.1.1) Calculo de la Cantidad de agua de enfriamiento para el Condensador Co-1:

A partir de la cuantificación de energía, se determina la cantidad de agua de enfriamiento necesaria.

Supuestos:

$$T_i = 25^{\circ}\text{C}; T_f = 55^{\circ}\text{C}.$$

$$C_{p\text{H}_2\text{O}} = 3.972 \text{ (BTU/Kg}^{\circ}\text{C)}.$$

El agua condensará los vapores alcohólicos más no los enfriará, todo esto a costa de un aumento en su temperatura.

$$Q = \text{masa} \cdot C_p \text{H}_2\text{O} \cdot (T_f - T_i).$$

$$Q \text{ condensación: } 1.934\text{E}8 \text{ BTU/h.}$$

Despejando y reemplazando se tiene:

$$\text{Masa de agua} = 1623.03 \text{ TN de agua /h.}$$

2.1.2) Cantidad de vapor necesario para el Reboiler C-1:

De forma análoga al caso del condensador, a partir del cálculo energético se determina la cantidad de vapor necesaria.

Cálculos:

$$\text{Flujo energético: } 1.989\text{E}8 \text{ BTU/h.}$$

A 108°C el vapor saturado tiene una entalpia de 1157.1 BTU/lb.

Entonces se tiene.

$$1.989\text{E}8 \text{ BTU/h} \cdot (1 \text{ lb} / 1157.1 \text{ BTU}) = 171895.25 \text{ lb de vapor} \cdot (0.4536) \text{ Kg/h.} = 77.97 \text{ TN de vapor/h.}$$

2.2) Requerimiento de energía y agua para la columna depuradora:

Se cuantifica por medio de simulación, los valores obtenidos se muestran en la figura 12.

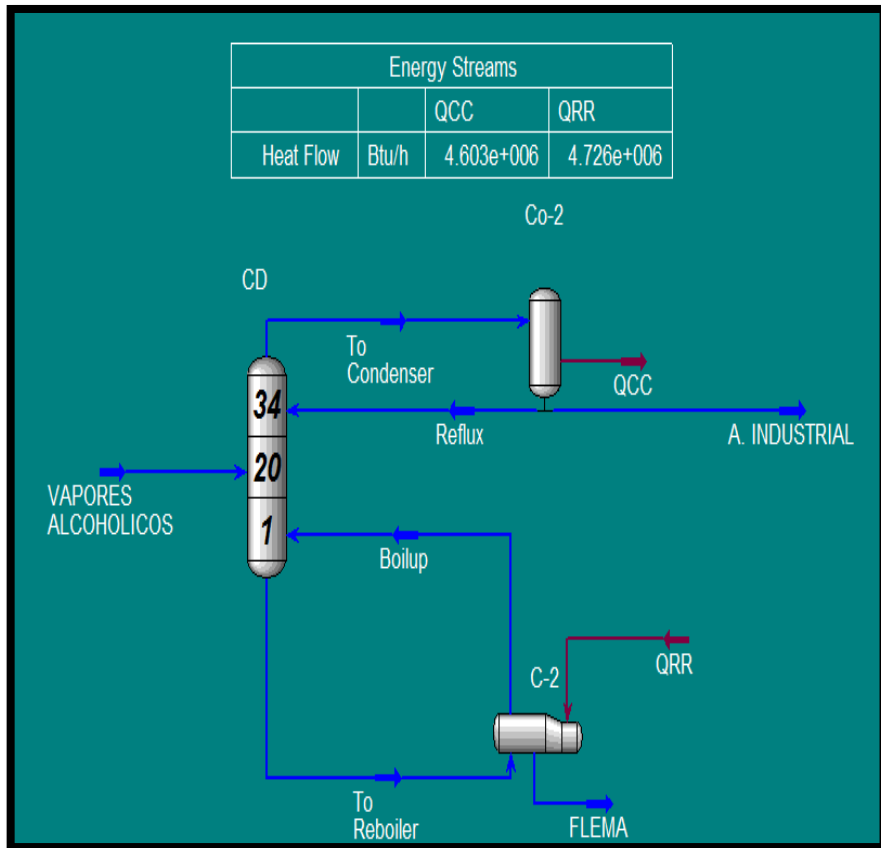


Figura 30 Flujo energético para la columna depuradora

Fuente: Elaboración propia.

2.2.1) Cantidad de agua de enfriamiento para el Condensador Co-2:

A partir de la cuantificación de energía, se determina la cantidad de agua de enfriamiento necesaria.

Supuestos para el agua de enfriamiento:

$$T_i = 25^{\circ}\text{C}; T_f = 55^{\circ}\text{C}.$$

$$C_{p\text{H}_2\text{O}} = 3.972 \text{ (BTU/Kg}^{\circ}\text{C)}.$$

El agua condensará los vapores alcohólicos a costa de un aumento en la temperatura del agua.

$$Q_{\text{condensación}} = \text{masa} \cdot C_{p\text{H}_2\text{O}} \cdot (T_f - T_i).$$

$$Q = \text{masa} \cdot C_{p\text{H}_2\text{O}} \cdot (T_f - T_i).$$

Q condensación: 4.603E6 BTU/h.

Despejando y reemplazando se tiene:

Masa de agua = 38.63 TN de agua /h.

2.2.2) Cantidad de vapor necesario para el Reboiler C-2:

De forma análoga al caso del condensador, a partir del cálculo energético se determina la cantidad de vapor necesaria.

Cálculos:

Flujo energético: 4.726 E6 BTU/h.

A 95°C el vapor saturado tiene una entalpia de 1145.9 BTU/lb.

Entonces se tiene.

$$4.726 \text{ E6 BTU/h} * (1 \text{ lb} / 1145.9 \text{ BTU}) = 4124.27 \text{ lb de vapor} * (0.4536) \text{ Kg/h.}$$

$$= 1.870 \text{ TN de vapor/h.}$$

2.3) Requerimiento de energía en la columna rectificadora:

Se cuantifica por medio de simulación, los valores obtenidos se muestran en la fig. 12.7.

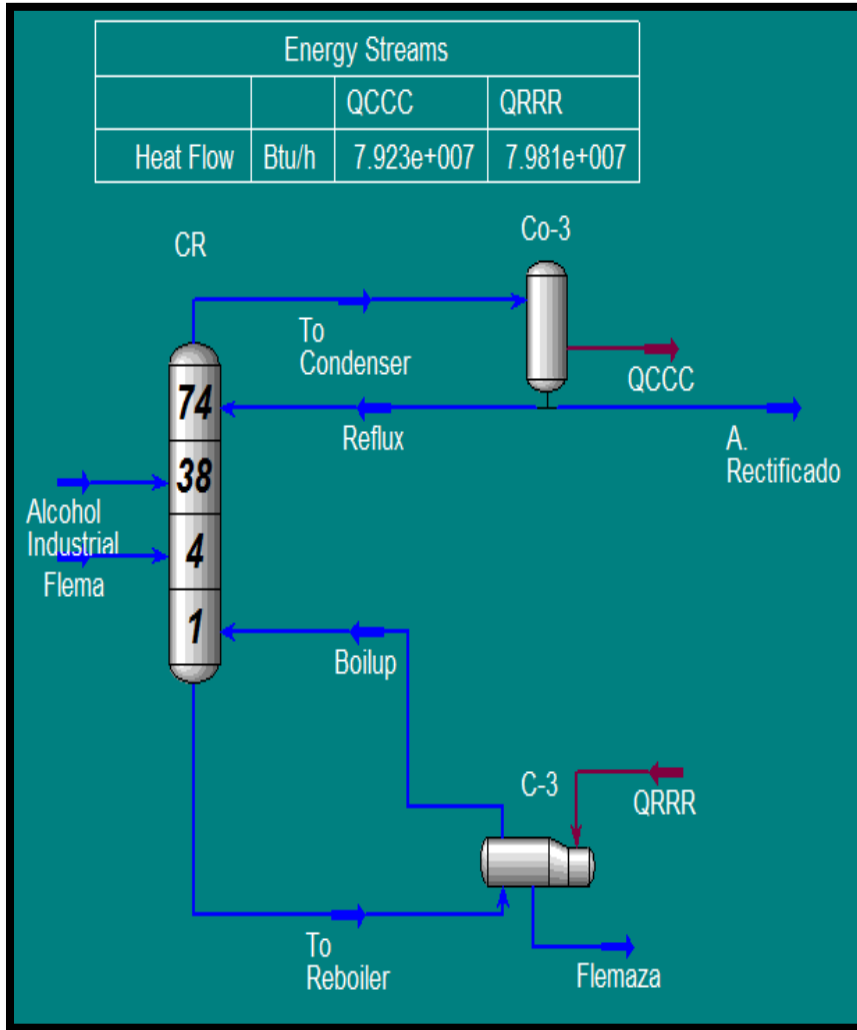


Figura 31 Gasto energético para la columna rectificadora

Fuente: Elaboración propia.

2.3.1) Cantidad de agua de enfriamiento para el Condensador Co-3:

A partir de la cuantificación de energía, se determina la cantidad de agua de enfriamiento necesaria.

Supuestos para el agua de enfriamiento:

$$T_i = 25^\circ\text{C}; T_f = 55^\circ\text{C}.$$

$$C_{p\text{H}_2\text{O}} = 3.972 \text{ (BTU/Kg}^\circ\text{C)}.$$

El agua condensará los vapores alcohólicos a costa de un aumento en la temperatura del agua.

$$Q \text{ condensación} = \text{masa} * C_{p\text{H}_2\text{O}} * (T_f - T_i).$$

$$Q = \text{masa} * C_{p\text{H}_2\text{O}} * (T_f - T_i).$$

$$Q \text{ condensación: } 7.923\text{E}7 \text{ BTU/h.}$$

Despejando y reemplazando se tiene:

$$\text{Masa de agua} = 664.90 \text{ TN de agua /h.}$$

2.3.2) Cantidad de vapor necesario para el Reboiler C-3:

De forma análoga al caso del condensador, a partir del cálculo energético se determina la cantidad de vapor necesaria.

Cálculos:

$$\text{Flujo energético: } 7.981\text{E}7 \text{ BTU/h.}$$

A 102.4°C el vapor saturado tiene una entalpia de 1153.5BTU/lb .

Entonces se tiene:

$$\begin{aligned} 7.981\text{E}7 \text{ BTU/h} * (1\text{lb}/1153.5\text{BTU}) &= 69189.42\text{lb de vapor} * (0.4536) /\text{h.} \\ &= 31.38 \text{ TN de vapor/h} \end{aligned}$$

ANEXO 3

DISEÑO DEL EQUIPO PRINCIPAL DE PROCESO

3.1 Diseño De Equipo-Sistema De Destilación

3.1.1 Metodología:

Como punto de partida, se utilizan variables de operación y de diseño idénticas a las de la Planta de Alcohol de Casagrande, y sobre estos parámetros se realiza una optimización paramétrica utilizando como variable independiente la temperatura de entrada del vino y como dependientes el consumo energético.

El modelo termodinámico utilizado para las simulaciones fue el NRTL por ser este el más adecuado, ya que es el que mejor correlaciona los datos experimentales. (Meirelles, A., 1992; Uyazán, A., 2006).

Columna Mostera

Variables de diseño:

- Numero de Platos:30.
- Plato de Alimentación:.....29.
- Tipo de columna.....Columna de Platos.
- Tipo de Plato:.....Perforado.
- Altura:.....20.70 m.
- Diámetro:.....1.35 m.
- Espaciado entre plato.....0.55m.

- Relación de Reflujo:.....1.5.
- Tipo de condensador:.....total.

Variables de operación:

- Temperatura de base:.....108°C.
- Presión de base:.....20 psia.
- Temperatura de cabeza:..... 90.5°C.
- Temperatura de entrada de vino.....90°C.
- Caída de presión en la columna:..... 2 psi.
- Caída de presión en el condensador.....0 psi.
- Caída de presión en el reboiler.....0 psi.

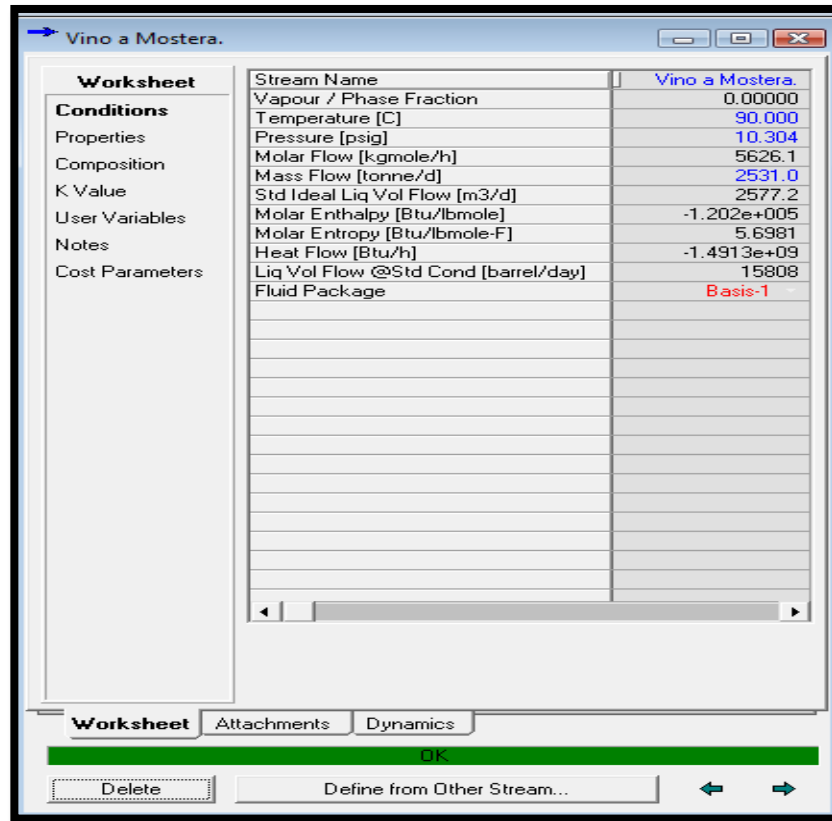


Figura 32 Condiciones de alimentación para la Col. Mostera

Fuente: Elaboración propia.

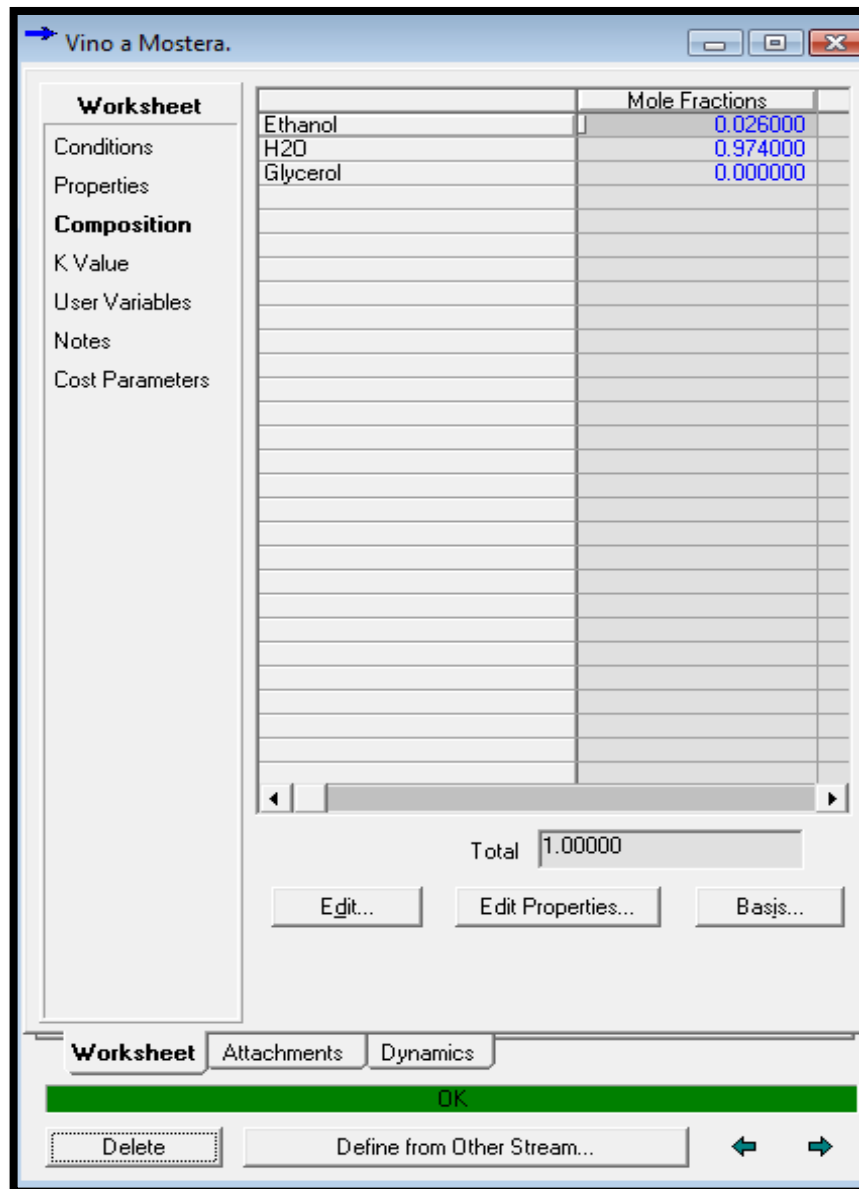


Figura 33 Composición del vino delevadurado

Fuente: Elaboración propia.

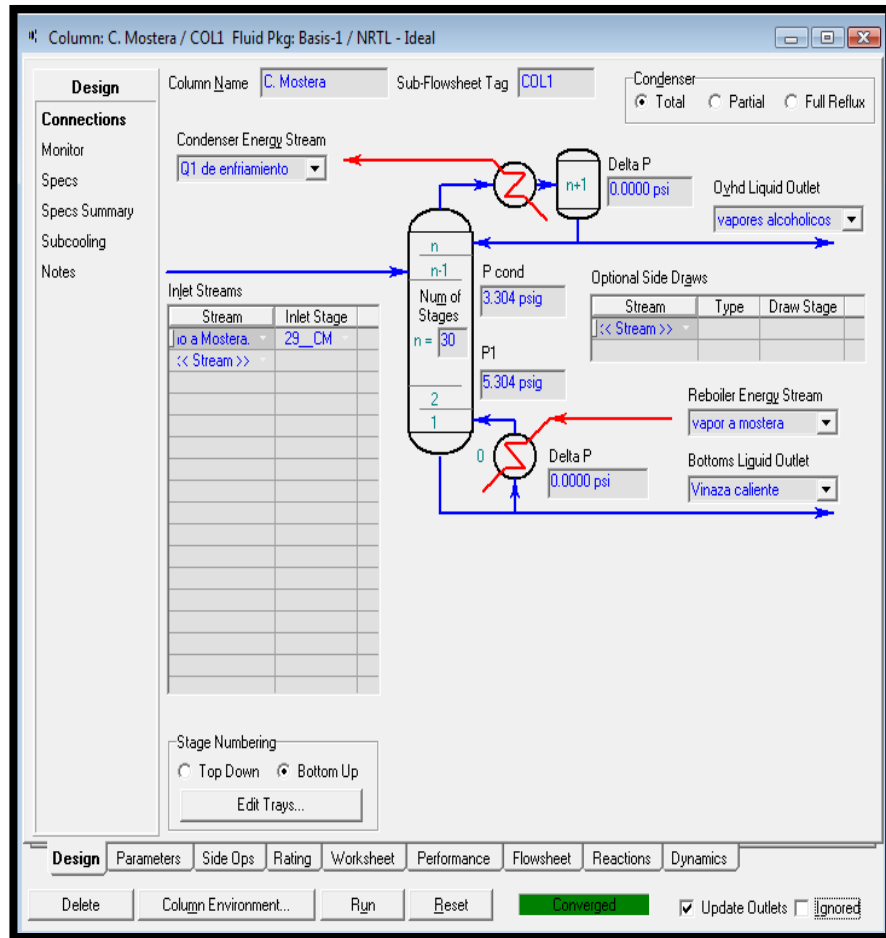


Figura 34 Conexiones para la Col. Mostera

Fuente: Elaboración propia.

Rating		
Tray Sections	Tray/Packed Section	CM
	Diameter [ft]	4.430
Vessels	Tray/Packed Space [ft]	1.804
	Tray/Packed Volume [ft ³]	27.81
Equipment	Disable Heat Loss Calcs	<input type="checkbox"/>
	Heat Model	None
Pressure Drop	Rating Calculations	<input type="checkbox"/>
	Hold Up [ft ³]	3.120

Figura 35 Diámetro y separación entre platos de la columna.

Fuente: Elaboración propia.

Columna Depuradora

VARIABLES DE DISEÑO:

- Numero de Platos:30.
- Plato de Alimentación:.....20.
- Tipo de columna.....Columna de platos.
- Tipo de Plato:.....Perforado.
- Altura:.....15.81 m.
- Diámetro:.....1.1 m.
- Espaciado.....0.45m.
- Relación de Reflujo:.....1.5.
- Tipo de condensador:.....total.
- Caída de presión en la columna.....2 psi.
- Caída de presión en condensador.....0 psi.
- Caída de presión en reboiler.....0 psi.

VARIABLES DE OPERACIÓN:

- Caída de presión en la columna:..... 2 psi.
 - Caída de presión en el condensador.....0 psi.
 - Caída de presión en el reboiler.....0 psi.
- ✓ El resto de variables son determinadas mediante la simulación.

Worksheet	Name	VAPORES ALC	A. INDUSTRIAL	FLEMA @COL2
Conditions	Vapour	0.0000	0.0000	0.0000
	Temperature [C]	93.82	80.32	95.08
Properties	Pressure [psig]	3.304	1.304	3.304
Compositions	Molar Flow [kgmole/h]	1992	34.35	1958
	Mass Flow [tonne/d]	960.0	34.24	925.7
PF Specs	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/d]	1003	42.40	960.6
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.198e+005	-1.166e+005	-1.199e+005
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	6.739	14.02	6.577
	Heat Flow [Btu/h]	-5.265e+008	-8.830e+006	-5.175e+008

Design Parameters Side Ops Rating **Worksheet** Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Delete Column Environment... Run Reset **Converged** Update Outlets Ignored

Figura 36 Condiciones de entrada para la Col. Depuradora

Fuente: Elaboración propia.

Column: C. Depuradora / COL2 Fluid Pkg: Basis-1 / NRTL - Ideal

		DRES ALCOHOLI	A. INDUSTRIAL	FLEMA		
Conditions	Ethanol	0.0734	0.8383	0.0600		
	H2O	0.9266	0.1617	0.9400		
Properties	Glycerol	0.0000	0.0000	0.0000		
Compositions						
PF Specs						

Design Parameters Side Ops Rating **Worksheet** Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Delete Column Environment... Run Reset **Converged** Update Outlets ignored

Figura 37 Composiciones para las corrientes de la Col. Depuradora
Fuente: Elaboración propia.

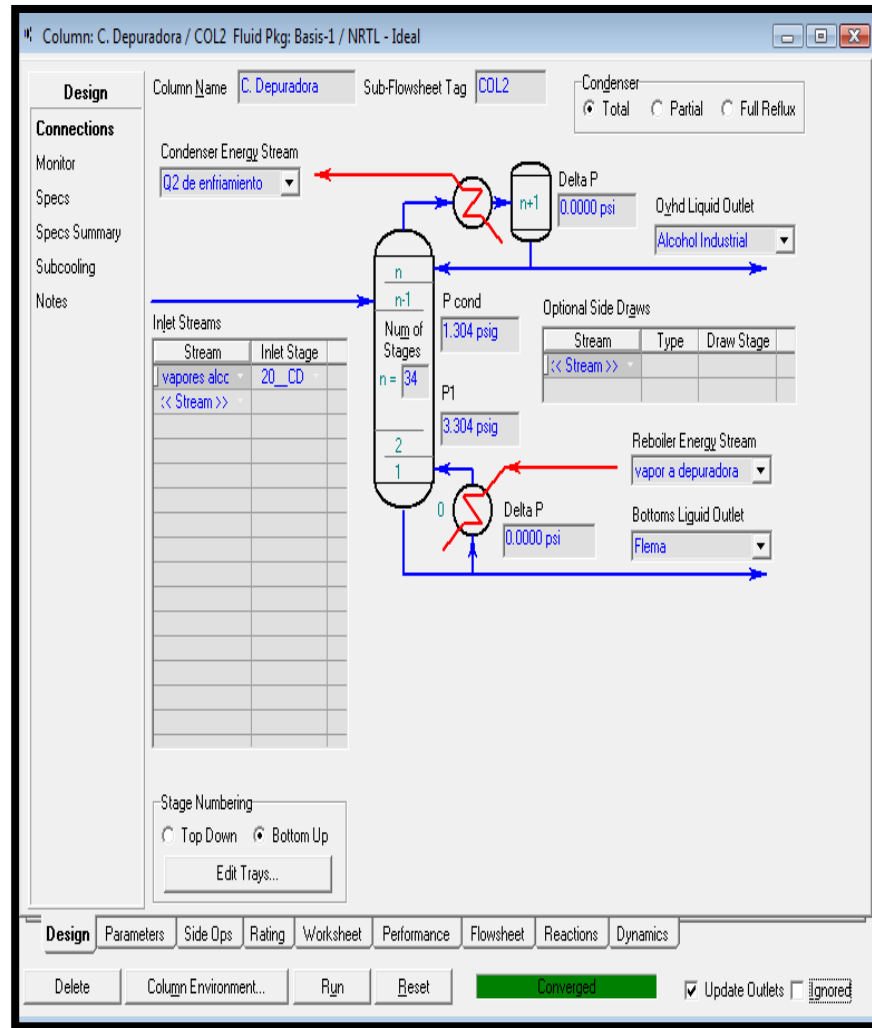


Figura 38 Conexiones para la Col. Depuradora

Fuente: Elaboración propia.

Rating	Tray/Packed Section Sizing
Tray Sections	Tray/Packed Section: CD
Vessels	Diameter (ft): 3.940
Equipment	Tray/Packed Space (ft): 1.500
Pressure Drop	Tray/Packed Volume (ft³): 18.29
	Disable Heat Loss Calcs: <input type="checkbox"/>
	Heat Model: None
	Rating Calculations: <input type="checkbox"/>
	Hold Up (ft³): 3.120

Figura 39 Diámetro y separación entre plato para la Col. Depuradora

Fuente: Elaboración propia.

- **Diseño de la columna rectificadora.**
- Número de Platos:74.
- Plato de Alimentación-alcohol:.....37.
- Plato de Alimentación-flema:.....04.
- Tipo de Plato:.....Perforado.
- Altura:.....24.5 m.
- Diámetro:.....1.5 m.
- Espaciado:.....0.55 m.
- Relación de Reflujo:.....1.5.
- Tipo de condensador:.....total.
- Caída de presión en la columna.....2 psi.

- Caída de presión en condensador.....0 psi.
- Caída de presión en reboiler.....0 psi.

Variables de operación:

- Caída de presión en la columna:..... 2 psi.
- Caída de presión en el condensador.....0 psi.
- Caída de presión en el reboiler.....0 psi.

✓ El resto de variables son determinadas mediante la simulación.

Nota:

Se recomienda la construcción de por lo menos los últimos 5 platos de Cobre, para evitar la presencia del azufre que pudiera obtenerse en la corriente de cabeza.

Worksheet		Alcohol Industrial	Flema	A. Rectificado	Flemaza
Conditions	Ethanol	0.8383	0.0600	0.8865	0.0000
	H2O	0.1617	0.9400	0.1135	1.0000
Properties	Glycerol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Compositions					
PF Specs					

Figura 42 Conexiones para la Col. Rectificadora

Fuente: Elaboración propia.

Rating	Tray/Packed Section Sizing
Tray Sections	Tray/Packed Section CR
	Diameter [ft] 4.921
Vessels	Tray/Packed Space [ft] 1.804
Equipment	Tray/Packed Volume [ft ³] 34.32
Pressure Drop	Disable Heat Loss Calcs <input type="checkbox"/>
	Heat Model None
	Rating Calculations <input type="checkbox"/>
	Hold Up [ft ³] 3.120

Figura 43 Diámetro y separación entre platos para la Col. Rectificadora

Fuente: Elaboración propia.

ANEXO 4
RESUMEN BALANCE ENERGETICO

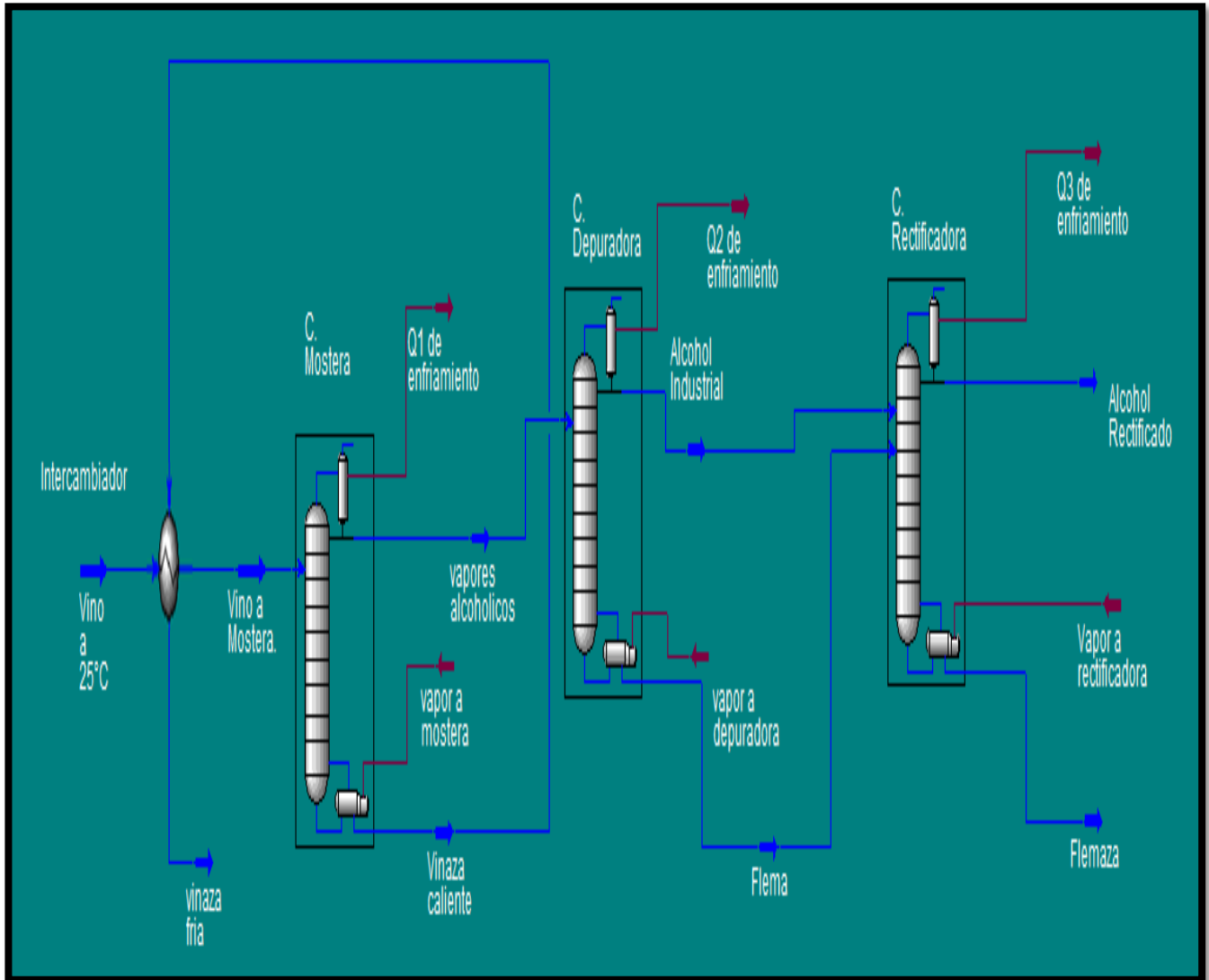


Figura 44 Diagrama de Flujo para la Destilería

Fuente: Elaboración propia.

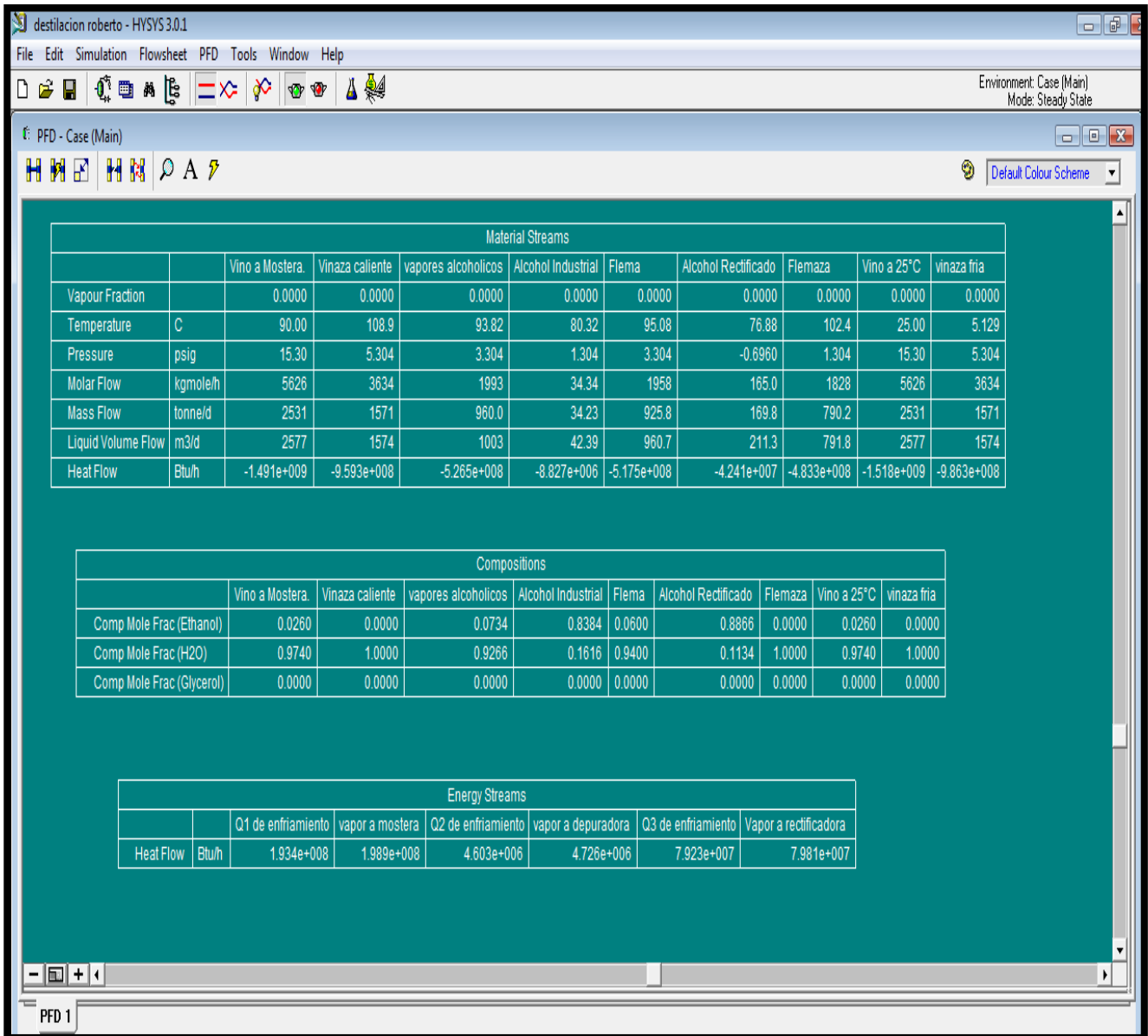


Figura 45 Corrientes de materiales y flujo energético

Fuente: Elaboración propia.

ANEXO-5

CALCULO DEL VALOR PRESENTE NETO Y DE LA TIR

4.1) Calculo del Valor Presente Neto

Para el cálculo del valor presente neto utilizamos la siguiente expresión:

$$VPN = -I_0 + F_1/(1+t)^1 + F_2/(1+t)^2 \dots F_n/(1+t)^n$$

Dónde:

VPN = Valor presente neto

I_0 = Inversión inicial

T = tiempo

N = número de periodos

Así por ejemplo para el año n° 1, se tiene 0.87 y de forma similar se determina el VPN para los demás años de horizonte, de modo tal que la sumatoria nos da el valor de **\$ 2 117 980.75**

4.2) Cálculo de la Tasa interna de retorno (TIR)

La TIR es aquella tasa de interés, a la cual el valor presente es :

$$VPN = -I_0 + F_1/(1+t)^1 + F_2/(1+t)^2 \dots F_n/(1+t)^n = 0$$

Despejando valores se tendría 17%.

4.3) Cálculo del tiempo de recuperación

Para determinar el tiempo de recuperación, se calcula primero la rentabilidad exigida que para nuestro caso es el 15%, luego se resta la rentabilidad exigida al flujo anual obtenido en el flujo del inversionista, obteniéndose así la recuperación de la inversión; por último, éste dinero disponible se va descontando al saldo de la inversión.

Tabla 35.-

Calculo del tiempo de recuperación

Año	Saldo Inversión	Flujo anual	Rentab. Exigida	Rec. Inversión
1	\$ 19,909,363.17	\$ 4,763,988.12	\$ 2,986,404.48	\$ 1,777,583.64
2	\$ 18,131,779.53	\$ 5,585,591.15	\$ 2,719,766.93	\$ 2,865,824.22
3	\$ 15,265,955.31	\$ 6,407,194.18	\$ 2,289,893.30	\$ 4,117,300.88
4	\$ 11,148,654.43	\$ 7,228,797.21	\$ 1,672,298.16	\$ 5,556,499.05
5	\$ 5,592,155.38	\$ 7,228,797.21	\$ 838,823.31	\$ 6,389,973.91
6	\$ -797,818.53	\$ 7,228,797.21	-	-

Fuente: Propia