



Trabajo Final de Ingeniería Química



Diseño de una planta generadora de
Bioetanol por remolacha azucarera

Sebastián Herrero

Directores:

- *Castañer, Julieta*
- *García de la Mata, Manuel*
- *Marcovic, Norma*
- *Soulé, Ezequiel*

Facultad de Ingeniería UNMDP

Diciembre 2018





RINFI se desarrolla en forma conjunta entre el INTEMA y la Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.

Tiene como objetivo recopilar, organizar, gestionar, difundir y preservar documentos digitales en Ingeniería, Ciencia y Tecnología de Materiales y Ciencias Afines.

A través del Acceso Abierto, se pretende aumentar la visibilidad y el impacto de los resultados de la investigación, asumiendo las políticas y cumpliendo con los protocolos y estándares internacionales para la interoperabilidad entre repositorios



Esta obra está bajo una [Licencia Creative Commons Atribución-
NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/).

Índice

1. Investigación preliminar	7
Introducción	7
1.1 Bioetanol	7
1.1.1 Ventajas y desventajas	8
1.2 Marco Legal	9
1.3 Estado de la industria	11
1.3.1 Capacidad de producción	12
1.3.2 Volúmenes anuales consumidos	15
1.3.3 Precios en el mercado	15
1.3.4 Potenciales clientes	16
1.4 Materias primas	17
1.4.1 Remolacha Azucarera	18
1.5 Proceso de producción	19
1.5.1 Rendimiento	20
1.6 Productos y sub-productos	21
1.6.1 Usos del Bioetanol	21
1.6.2 Sub-productos	21
1.6.1 Principales competidores de los productos y sub-productos	21
1.7 Ubicación de la planta	22
1.8 Justificación preliminar del proyecto	24
1.9 Resolución 1295/2008	25
1.9.1 Especificaciones de calidad de bioetanol	25
1.10 Bibliografía	27
2. Análisis de reacción química	28
Introducción	28
2.1 Obtención de bioetanol a partir de remolacha azucarera	28
2.1.1 Descripción del proceso para la obtención del jugo	29
2.1.2 Composición y características de jugo de remolacha azucarera	30
2.2 Fermentación	30
2.2.1 Microbiología de la fermentación	32
2.2.2 Caracterización de levadura	33
2.2.3 Inhibidores de la fermentación	34
2.2.4 Condiciones de operación óptimas	35

2.2.5 Separaciones intermedias y productos secundarios	35
2.3 Cinética química.....	36
2.3.1 Modelo cinético de fermentación	37
2.3.2 Variables y parámetros	40
2.3.3 Condiciones de operación	44
2.4 Bibliografía	46
3. Pre/post tratamientos y separaciones.....	48
Introducción	48
3.1 Pretratamiento.....	48
3.1.1 Etapas de Pretratamiento	48
3.2 Post Tratamiento.....	50
3.2.1 Métodos de Adsorción	51
3.2.3 Comparación y elección de los métodos de separación.....	57
3.3 Modelos termodinámicos.....	59
3.3.1 Desviación de la idealidad	60
3.3.2 Ecuaciones de Estado	61
3.3.3 Modelos de coeficientes de actividad.....	61
3.3.4 Elección del modelo termodinámico.....	64
3.4. Análisis de equilibrios y sistemas de separación	66
3.5 Bibliografía	71
4. Diagrama de flujo y balances globales de la planta	73
4.1 Capacidad de producción.....	73
4.2 Estructura general del diagrama de flujo	74
4.2.1 Diagrama de flujo mediante módulos simples.....	75
4.3 Balances de masa.....	77
4.3.1 Primera Etapa: Preparación de la remolacha.....	78
4.3.2 Segunda Etapa: Pretratamiento.....	79
4.3.3 Tercera Etapa: Fermentador.....	82
4.3.4 Cuarta Etapa: Purificación del etanol.....	84
4.4 Conclusiones.....	85
4.5 Anexo cálculos Mathcad	87
4.6 Bibliografía	94
5. Diseño del sistema de reactores	96
Introducción	96
5.1 Tipo de reactor	96

5.2 Volumen necesario	97
5.3 Dimensionamiento del reactor.....	98
5.4 Materiales constructivos.....	99
5.5 Sistemas de agitación	100
5.5.1. Selección del sistema de agitación.....	103
5.5.2. Diseño del sistema de agitación.....	103
5.5.3 Potencia del sistema de agitación.....	104
5.6 Balance de energía en el reactor.....	109
5.6.1 Radiación.....	110
5.6.2 Conducción.....	110
5.6.3 Convección.....	111
5.6.4 Calor en el piso del reactor	112
5.6.5 Calor en las paredes del reactor	112
5.6.6 Calor en el techo del reactor	113
5.6.7 Calor de reacción.....	114
5.6.8 Calor de serpentín	114
5.7 Dimensionamiento del serpentín y requerimientos de agua	115
5.8 Sistemas de control.....	117
5.8.1 Temperatura	118
5.8.2 Espuma	119
5.8.3 Acidez (pH).....	119
5.8.4 Dióxido de Carbono	120
5.8.5 Nivel de líquido	121
5.9 Anexo de Cálculos Mathcad.....	122
5.10 Bibliografía	124
6. Diseño de sistemas de separación.....	127
6.2 Composición deseada.....	127
6.3 Diseño del sistema de separación.....	127
6.3.1. Separación de CO ₂	128
6.3.2. Purificación Etanol.....	129
6.4 Simulación	132
6.4.1. Diseño y simulación del sistema de destilación.....	132
6.5 Resultados de las simulaciones	135
6.5. Bibliografía	138
7. Equipos auxiliares y sistemas de integración energética	139

7.1 Equipos para acondicionamiento de materia prima	140
7.1.1 Despedrador	140
7.1.2 Desyerbador	141
7.1.3 Lavadora de rodillos	142
7.1.4 Tolva de remolacha	143
7.1.5 Molino de corte	143
7.2 Transporte de sólidos.....	145
7.2.1 Cintas transportadoras.....	145
7.3 Equipos para acondicionamiento de fluidos	146
7.3.1 Extractor	146
7.3.2 Filtro prensa.....	146
7.3.3 Tanque madre	147
7.3.4 Clarificador centrífugo.....	147
7.4 Transporte de fluidos.....	148
7.4.1 Cañerías	148
7.4.2 Válvulas	155
7.5 Sistemas de bombeo.....	155
7.5.1 Bombeo de jugos.....	155
7.5.2 Bombeo en el tren de destilación	157
7.6 Análisis pinch	159
7.6.1 Identificación de corrientes frías y calientes.....	159
7.6.2 Determinación del valor inicial de ΔT_{min}	160
7.6.3 Curvas compuestas	160
7.7 Diseño de intercambiadores de calor	162
7.8 Equipos de intercambio de calor secundarios	165
7.8.1 Reevaporadores	165
7.8.2 Calderas	167
7.8.3 Calentamiento por aceites térmicos.....	167
7.8.4 Reevaporador 3.....	168
7.8.5 Torres de Enfriamiento	169
7.8.6 Condensadores	171
7.9 Diseño de sistema de refrigeración	173
7.9.1 Evaporador de refrigeración.....	174
7.9.2 Compresor de refrigeración	174
7.9.3 Condensador de refrigeración.....	175
7.10 Refrigeración de reactores	176

7.10.1 Evaporador	176
7.10.2 Condensador	177
7.10.3 Compresor	177
7.11 Integración energética	178
7.12 Requerimientos de agua de servicio	179
7.13 Anexo	181
Anexo 1: Cálculos Mathcad	181
Anexo 2: Tablas recomendadas	182
7.14 Bibliografía	184
8. Gestión ambiental	185
8.2 Política ambiental	187
8.3 Alcance	188
8.4 Identificación de impactos y aspectos ambientales	189
8.5 Criterios de evaluación ambiental	189
8.6 Acciones a implementar	199
8.6.1 Materias Primas y sustancias utilizadas	199
8.6.2 Productos y sub productos	200
8.6.3 Equipos	200
8.6.4 Consumo de agua de lavado y tratamiento	200
8.6.5 Generalidades	202
8.7 Índices de consumo	203
8.8 Apoyo organizacional	204
8.8.1 Comunicación	204
8.8.2 Capacitación del personal	205
8.8.3 Registros y documentación	206
8.9 Liderazgo	208
8.9.1 Liderazgo y compromiso	208
8.9.2 Política	209
8.9.3 Roles, responsabilidades y autoridades en la organización	209
8.10 Mejora continua	211
8.10.1 Generalidades	211
8.10.2 Satisfacción del cliente	211
8.10.3 Comunicación con el cliente	211
8.10.4 Análisis y evaluación	212
8.10.5 Auditoría Interna	212

8.10.6 Revisión por la dirección.....	212
8.11 Preparación y Respuesta a Emergencias.....	214
8.12 Ley General del Ambiente (25675/02).....	215
8.13 Ley 24051- Residuos Peligrosos.....	216
8.14 Requisitos legales según la constitución nacional.....	217
8.15 Anexo.....	220
8.15.1 Procedimientos desarrollados.....	220
8.16 Bibliografía.....	223
9. Análisis Económico.....	224
9.1 Estimación del costo de inversión (CapEx).....	224
9.1.1 Costo de Equipos.....	225
9.1.2 Terreno.....	231
9.1.3 Distribución de costos de equipos.....	231
9.1.4 Estimación de inversión fija.....	232
9.1.5 Inversión total.....	236
9.2 Estimación de costos de operación.....	236
9.2.1 Costos variables.....	237
9.2.2 Costos variables totales.....	243
9.2.3 Costos Fijos.....	244
9.2.4 Costos fijos totales.....	246
9.2.5 Costos de operación totales.....	247
9.3 Rentabilidad.....	248
9.3.1 Ingresos por ventas.....	249
9.3.2 Tasa de retorno sobre la inversión original.....	249
9.3.3 Tasa de retorno sobre la inversión promedio.....	250
9.3.4 Valor presente.....	250
9.3.5 Tiempo de repago.....	250
9.3.6 Tasa interna de retorno.....	251
9.3.7 Análisis de rentabilidad.....	251
9.4 Punto de equilibrio.....	252
9.5 Cronograma.....	253
9.6 Resumen.....	254
9.7 Bibliografía.....	256

1. Investigación preliminar

Introducción

Desde hace miles de siglos se emplean combustibles fósiles como el carbón, el petróleo y el gas natural. Estos recursos son limitados y contaminan el medio ambiente. Los combustibles fósiles emiten a la atmósfera exorbitantes cantidades de CO₂ durante la combustión y por tal motivo, son los principales causantes del calentamiento global y están provocando serios daños en el medio ambiente.

Es primordial para la humanidad la búsqueda de fuentes de energías renovables y sostenibles. El sol, el viento, las caídas de agua y la biomasa son ejemplos de fuentes de energía renovables. El desarrollo de las energías limpias es imprescindible para combatir el cambio climático y limitar sus efectos más devastadores.

En el presente trabajo se proyecta la instalación de una planta productora de bioetanol utilizando como sustrato remolacha azucarera, cuya raíz posee un alto contenido de sacarosa. Este disacárido es el responsable de la posterior obtención de etanol a partir de un proceso de fermentación. Se proyecta una producción de 150.000 m³/año de bioetanol.

1.1 Bioetanol

El bioetanol es un biocombustible de origen vegetal que se produce a partir de la fermentación de materia orgánica rica en azúcar (caña, remolacha), así como de la transformación en azúcar del almidón presente en los cereales.

El etanol, a diferencia de los combustibles derivados del petróleo, presenta una elevada concentración de oxígeno que permite una combustión con menores residuos contaminantes. De esta manera, se mitiga la emisión de gases con efectos invernadero y de micropartículas a la atmósfera. El etanol a base de maíz puede reducir hasta un 30% las emisiones de CO₂ en comparación con el combustible tradicional, mientras que el de caña varía entre un 70 y 90%.

1.1.1 Ventajas y desventajas

El bioetanol, está sujeto a una fuerte polémica: si bien es un recurso energético potencialmente sostenible que puede ofrecer ventajas medioambientales y económicas a largo plazo en contraposición a los combustibles fósiles, es el responsable de grandes deforestaciones y del aumento del precio de los alimentos, al suplantar selvas y terrenos agrícolas para su producción.

1.1.1.1 Ventajas medioambientales

La primera ventaja del uso de bioetanol como combustible es que se trata de un producto renovable. Además, la tecnología necesaria para su elaboración no es compleja, haciendo que cualquier país del mundo pueda desarrollarla y aprovecharla.

La disminución de la dependencia de los combustibles fósiles es otra de las grandes ventajas que tiene el uso del bioetanol, sobre todo en aquellos países no productores de petróleo cuyas condiciones políticas suelen ser inestables y se ven afectados por las fluctuaciones del mercado.

El bioetanol presenta una combustión que no es tóxica ni carcinógena, ya que se quema de manera más limpia que el petróleo en el aire, produciendo menos carbono y menor cantidad de monóxido de carbono.

El bioetanol no se utiliza puro en los vehículos, sino que se mezcla con nafta, esta mezcla disminuye las emisiones nocivas de un automóvil, reduce el costo global del combustible, aumenta la eficiencia del motor y actúa como un anticongelante en los motores, mejorando notablemente el arranque del motor en frío.

1.1.1.2 Ventajas sociales y económicas

Consumir un combustible fabricado y distribuido por empresas locales, generará nuevos puestos de trabajo en la industria y en el sector agrario, ya que serán los proveedores de la materia prima, produciendo un aumento del valor de los productos agrícolas, lo que mejoraría los ingresos de los habitantes rurales que se dedican al cultivo de estos, mejorando así su calidad de vida.

1.1.1.3 Desventajas sociales y económicas

La bioenergía provoca una demanda de biocombustibles producidos a partir de cultivos alimentarios. Y esto repercute en las poblaciones pobres.

Entre los riesgos, predomina la preocupación por la seguridad alimentaria. Los elevados precios de los productos agrícolas tienen un impacto negativo en los países en desarrollo, que dependen en gran medida de las importaciones para satisfacer sus necesidades alimentarias.

1.1.1.4 Desventajas medioambientales

Para lograr una gran producción se necesitan muchos terrenos de cultivos dedicados para la obtención de la materia prima, lo que podría generar menos tierras para la producción de alimentos o más zonas deforestadas para esos cultivos.

Si se produce bioetanol a partir de caña de azúcar, en varias partes del mundo se mantiene la práctica de quemar la caña antes de la cosecha, lo que libera grandes cantidades de metano y óxido nitroso, aumentando sensiblemente el calentamiento global.

En cuanto a su producción en base a maíz, se utiliza gas natural o carbón para la producción de vapor, y en su cultivo se utilizan fertilizantes nitrogenados, herbicidas de origen fósil altamente contaminantes (contaminación de aguas).

También se deben mencionar como desventajas:

- Alto gasto de energía para su producción.
- Los motores actuales requieren modificaciones sustanciales antes de utilizar altas concentraciones de etanol.
- Tiene menor calor de combustión que los combustibles fósiles.

Sin embargo, debido a la constante evolución que tienen estas tecnologías como una solución alterna al uso de combustibles fósiles, muchos de estos inconvenientes podrían verse solventados en un futuro no muy lejano.

1.2 Marco Legal

Las legislaciones que se aplican al desarrollo de biocombustibles en nuestro país, son:

Ley Nacional N° 26.093: “Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentables de Biocombustibles. Autoridad de aplicación. Funciones. Comisión Nacional

Asesora. Habilitación de plantas productoras. Mezclado de Biocombustibles con Combustibles Fósiles. Sujetos beneficiarios del Régimen Promocional. Infracciones y sanciones.”

La ley 26.093 de abril de 2006 constituye la piedra basal del marco regulatorio de los biocombustibles de la República Argentina, resultando aplicable a las actividades de producción, mezcla, distribución, comercialización y autoconsumo de biocombustibles.

Esta ley establece una autoridad de aplicación determinada por el Poder Ejecutivo nacional, que cumple principalmente con las funciones de:

- Promover y controlar la producción y uso sustentables de biocombustibles.
- Establecer las normas de calidad a las que deben ajustarse los biocombustibles.
- Establecer los requisitos y condiciones necesarios para la habilitación de las plantas de producción y mezcla de biocombustibles, resolver sobre su calificación y aprobación, y certificar la fecha de su puesta en marcha.

Se establece que sólo podrán producir biocombustibles las plantas habilitadas a dichos efectos por la autoridad de aplicación. La habilitación correspondiente se otorgará, únicamente, a las plantas que cumplan con los requerimientos que establezca la autoridad de aplicación en cuanto a la calidad de biocombustibles y su producción sustentable, para lo cual deberá someter los diferentes proyectos presentados a un procedimiento de Evaluación de Impacto Ambiental (EIA) que incluya el tratamiento de efluentes y la gestión de residuos.

Cabe destacar que esta ley determina que todo combustible líquido caracterizado como nafta, que se comercialice dentro del territorio nacional, deberá ser mezclado con la especie de biocombustible denominada "bioetanol", en un porcentaje del cinco por ciento (5%) como mínimo de este último, medido sobre la cantidad total del producto final.

Entre los beneficios aportados por esta ley se encuentran:

- Los bienes afectados a los proyectos aprobados por la autoridad de aplicación, no integrarán la base de imposición del Impuesto a la Ganancia Mínima Presunta.
- El biodiesel y el bioetanol producidos no estarán alcanzados por la tasa de Infraestructura Hídrica.
- La autoridad de aplicación garantizará que aquellas instalaciones que hayan sido aprobadas para el fin específico de realizar las mezclas, deberán adquirir los productos definidos en el artículo 5º a los sujetos promovidos en esta ley hasta

agotar su producción disponible a los precios que establezca la mencionada autoridad.

Ley Nacional 26.334

Fue sancionada en el 2007 y establece la aprobación del Régimen de Promoción de la Producción de Bioetanol, con el objeto de impulsar la conformación de cadenas de valor entre los productores de caña de azúcar y los ingenios azucareros, y elaborar Bioetanol para satisfacer las necesidades de abastecimiento del país.

Esta ley aplica a todas aquellas entidades que sean productoras de caña de azúcar o que produzcan industrialmente azúcar y a todas las entidades cooperativas que inicien sus actividades de producción de bioetanol.

Decreto 543/2016

Fue sancionado en el 2016 y trata respecto al porcentaje obligatorio de bioetanol y su abastecimiento.

Establece un aumento de 10 % (establecido por medio de la Resolución N° 44 en el año 2014), a un 12%, en volumen, el porcentaje obligatorio de bioetanol en su mezcla con las naftas de uso automotor a comercializarse en todo el Territorio Nacional en el marco de las Leyes Nros. 26.093 y 26.334.

Además, se determina que el abastecimiento de bioetanol de corte obligatorio debe realizarse en forma equitativa, procurando alcanzar el 50% para el sector elaborador en base a caña de azúcar y el 50% para el correspondiente al de maíz.

Dependiendo de la provincia donde se radique la planta, se agregará luego la información legal complementaria.

1.3 Estado de la industria

El principal factor que contribuyó para la consolidación del mercado de bioetanol fue la implementación por Estados Unidos de medidas que prohibieran la adición a la

nafta del MTBE (éter metil terbutílico), sustancia con efectos nocivos para la salud y el medioambiente. El etanol pasó a ser usado en el lugar de ese aditivo.

Hasta 2011, el 100% del bioetanol que se producía en la Argentina provenía de la caña de azúcar. Su producción se concentraba en el NOA (Salta y Jujuy: 53%, Tucumán: 47%) y hasta ese momento su destino principal era el abastecimiento de las industrias de alimentos, bebidas, cosméticos y agroquímicos, mientras que el remanente era destinado a la exportación.

Con el objetivo de abastecer el mercado interno, según lo reglamentado por la Ley 26.093, en agosto de 2012 comenzó a ingresar al mercado etanol elaborado a base de maíz y sorgo. En nuestro país, durante ese año, las naftas estaban siendo cortadas con aproximadamente un 8% de bioetanol. Para ello se requerían unos 630 mil metros cúbicos de bioetanol (347 mil de maíz y 283 mil de caña). En el mes de diciembre del año 2014, con la resolución 44/2014 de la Secretaría de Energía, se dispuso que el agregado de bioetanol en las naftas no sea inferior a 10%, con lo cual el consumo de bioetanol resultó de aproximadamente unos 750 mil metros cúbicos. Valor que requirió el procesamiento de poco más de un millón de toneladas de maíz, además del volumen obtenido a partir de caña de azúcar.

Lejos del resto de los países maiceros y azucareros, Argentina sólo destina un 4% de la cosecha maíz para generar etanol.

1.3.1 Capacidad de producción

Brasil y Estados Unidos están en la cima de la lista de los mayores productores de etanol del mundo, cerca del 90% de la oferta mundial es originaria de esos dos países. Sin embargo, el liderazgo en la generación de este biocombustible es de Estados Unidos.

La producción de bioetanol en Argentina se encuentra en el 7° lugar en el ranking mundial, teniendo 14 grandes plantas elaboradoras de etanol contra 198 de EE.UU¹.

¹ Bolsa de Comercio Rosario

La producción mundial de etanol estimada para el año 2015 fue de 97.000 millones de litros. El 85% de la producción mundial la generan Estados Unidos con aproximadamente 54.500 millones y Brasil con 27.800 millones de litros.

La producción argentina en dicho año habría sido de 815 millones de litros/año según datos del Ministerio de Energía y Minería de la Nación, representando casi el 1% de la producción mundial. Casi toda la producción argentina de etanol va al corte obligatorio con Naftas.¹

Durante el 2016, la producción de etanol en Estados Unidos alcanzó un nivel récord de 15 mil millones de galones, equivalente a alrededor de 1 millón de barriles por día.

Se procede a comparar la industria del etanol de los Estados Unidos con la de la República Argentina para dimensionar el alcance productivo y económico entre ambos países.

La capacidad de producción anual estadounidense es de 58,6 millones de m³, en tanto que la de Argentina es de 965.350 m³. EE.UU. destina 36% de su cosecha de maíz al etanol, lo que produce preocupación por la futura política en biocombustibles, ya que puede afectar seriamente los precios internacionales del maíz.

	USA	Argentina
Número de plantas	198	14
Capacidad de producción (m³/año)	58.692.810	965.350
Producción Anual de Etanol 2016(m³)	57.928.000	890.000
Capacidad de producción de la fábrica de mayor tamaño (m³/año)	1.419.529	150.000

Tabla 1.1 - Plantas industriales de Etanol

Fuente: Bolsa de comercio Rosario

Actualmente, en Argentina existen 14 plantas elaboradoras de etanol, cinco a base de maíz y nueve a base de caña de azúcar que produjeron un total de 889.945 m³ en 2016. La provincia de Córdoba lidera el ranking de producción con el 39% del volumen total, contando con cuatro plantas de etanol a base de maíz.

La planta productora de etanol más grande de Argentina es la de Compañía Bioenergética La Florida S.A ubicada en La Florida, en la provincia de Tucumán. Esta fábrica tiene una capacidad de producción de 150.000 m³/año y procesa caña de azúcar.

Plantas/ Empresas	Capacidad de producción de etanol m³/año
Plantas que utilizan maíz	
Primaiz (Alejandro Roca, pcia Cba) Bunge y Aceitera Gral Deheza	145.000
ACA Bio (Villa María .Pcia Córdoba)	145.000
Diaser (Pcia de San Luis)	82.500
BIO 4 (Rio cuarto- Pcia de Córdoba)	82.000
Vicentín (Avellaneda. Pcia de Santa fe)	60.000
Total Capacidad de producción Argentina usando maíz	514.500
Plantas que utilizan caña de azúcar	
Compañía Bioenergética La Florida SA- La Florida-Tucumán	150.000
Bio Ledesma SA- Libertador San Martin. Ledesma. Jujuy	64.000
Alconoa SRL El tabacal Orán (Salta)	51.000
Bionergia La Corona SA- Concepción. Tucumán	44.550
Bionergia Santa Rosa- León Rouges (Tucumán)	40.000
Biotrinidad SA- Villa Trinidad. Tucumán	30.000
Energías Ecológicas del Tucumán- Santa Bárbara- Tucumán	25.100
Rio grande- La Mendieta- Jujuy	29.700
Bio San Isidro SA - Campo Santo- Salta	16.500
Total Capacidad de producción Argentina usando Caña de azúcar	450.850
Total de capacidad de producción Argentina	965.350

Tabla 1.2 - Capacidad de producción teórica de las plantas industriales de bioetanol nacionales.

Fuente: Bolsa de Comercio Rosario.

Hay 9 fábricas importantes que obtienen etanol en nuestro país procesando caña de azúcar. Cinco de ellas están localizadas en la provincia de Tucumán, 2 en Salta y 2 en Jujuy. En total, según información proporcionada por funcionarios del Ministerio de Agroindustria de la Nación, la capacidad de producción de estas 9 plantas oscilaría en los 450.850 m³/año.

Según la información aportada por el Ministerio de Energía y Minería, la producción anual se resume en el siguiente gráfico:

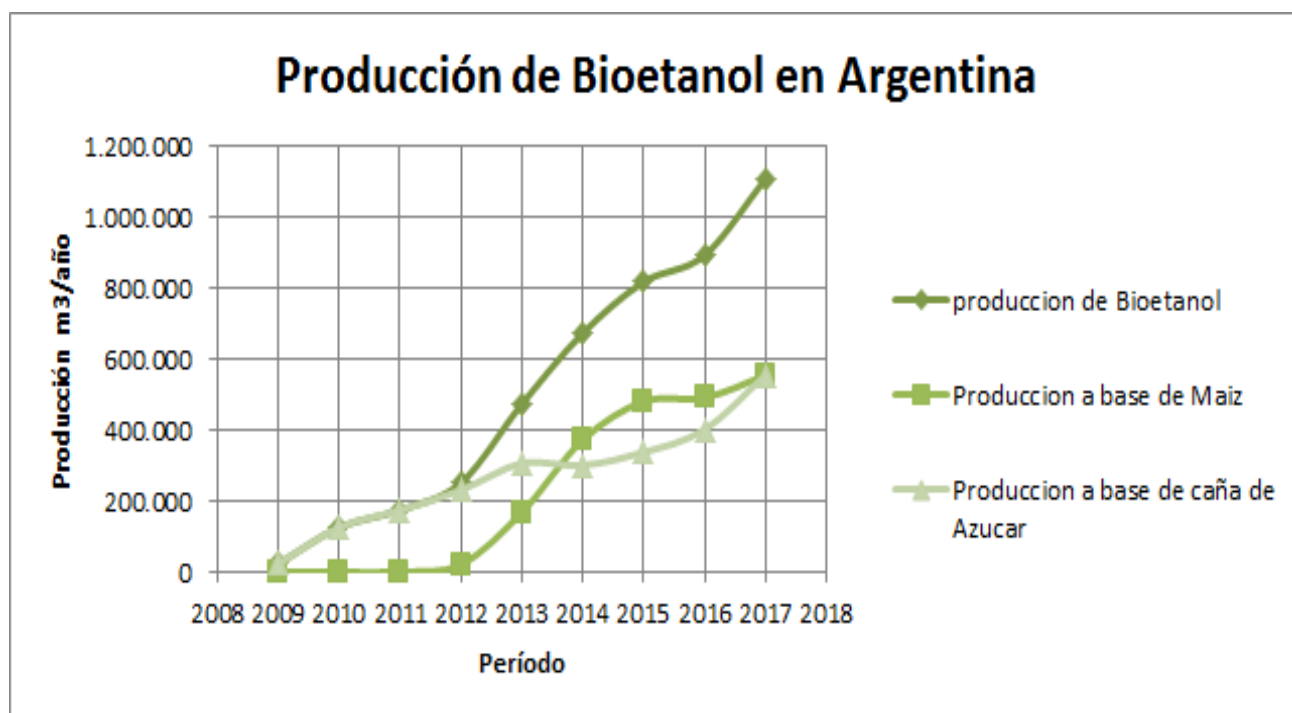


Gráfico 1.1 -producción de bioetanol Argentina- Fuente: Ministerio de Energía y Minería

1.3.2 Volúmenes anuales consumidos

En 2016 la producción y consumo interno de bioetanol fue superior a 800.000 m³, con un aporte del 59 % de parte de las cinco destilerías de maíz, y de un 41 % de los nueve ingenios azucareros.

El consumo interno debe aumentar por encima de 850.000 m³ para este año (correspondiendo alrededor de un 55 % de los orígenes al bioetanol de maíz y un 45 % al bioetanol de caña), y ubicarse en torno al millón de m³ anuales el próximo año. Por el momento, no se exporta bioetanol destinado al mercado de combustibles.²

1.3.3 Precios en el mercado

Según datos aportados por el Ministerio de Energía y Minería, se establecen los precios de bioetanol vigentes desde el 21/11/2017 hasta el 31/03/2018 según Res.MEYM 449-E2017.

² Fuente: Bolsa de Comercio Rosario

Bioetanol a base de Caña	Bioetanol a base de maíz
15,608 \$/L	12,193 \$/L

Tabla 1.3. Precios Naciones. Fuente: Ministerio de Energía y Minería.

BIOETANOL								
Argentina Mercado Interno		Brasil Mercado interno (dic-16)				EE.U U	Brasil FOB	
Base caña (\$/lt)	Base maíz (\$/lt)	Hidratad o (R\$/lt)	Hidrata do (U\$/lt)	Anhidro(R\$/ lt)	Anhidro (U\$/lt)	U\$/G alón	U\$/lt	U\$/lt (jun.17)
16,488	12,939	1,52	0,47	1,66	0,51	1,5	0,4	0,54

Tabla 1.4. Precios de bioetanol en Argentina, Brasil y EEUU. Fuente: Dirección de Agroenergía. Ministerio de Agroindustria. Presidencia de la Nación. Fecha: 7/2017

En Brasil coexisten dos tipos de etanol: el hidratado (que se emplea en vehículos flex fuel) y el anhidro (que requiere un proceso adicional para remover la mayoría del agua del etanol hidratado y se emplea en el corte obligatorio de 27% con nafta común y 25% con nafta premium).

El precio del etanol hidratado lo determina el mercado en función de la oferta (costo de oportunidad del etanol versus azúcar) y la demanda (competitividad del precio del biocombustible versus el valor de la nafta), mientras que el valor de etanol anhidro está representado por el precio del hidratado más el costo adicional del proceso de deshidratación.

1.3.4 Potenciales clientes

En el 2015, YPF fue el mayor comprador de bioetanol en Argentina con 440 millones de litros. Le siguieron Shell (152 millones de litros en el año) y Axion (128 millones de litros año).³

³ Fuente: Bolsa de Comercio Rosario

Las empresas consumidoras actualmente son:

- Axion Energy Argentina S.A.
- Petrobras Argentina S.A
- Fox Petrol S.A
- Refinería del Norte S.A
- Shell Argentina C.A.P.S.A
- YPF S.A
- Energía y derivados del petróleo S.A
- Oil Combustibles S.A.
- Trafigura Argentina S.A

Por el momento no hay clientes extranjeros, ya que no se exporta bioetanol para cortes de combustibles.

Se analizan posibles clientes extranjeros de países limítrofes de Argentina:

- Petrobras Chile , Shell Chile , Copec Chile
- YPFB (Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos) - Bolivia
- ANCAP (Administración Nacional de Combustibles, Alcohol y Portland) - Uruguay
- Petropar (petróleos Paraguayos) - Paraguay

No se incluye a Brasil como cliente ya que es nuestro principal competidor por su larga trayectoria y experiencia en el mercado de bioetanol.

1.4 Materias primas

Los 6 cultivos analizados en esta sección son aquellos que, considerando aspectos productivos, tecnológicos y financieros, presentan un mayor potencial para la producción de biocombustibles líquidos. Los cultivos en estudio se detallan en la tabla 1.5.

CULTIVOS BIOENERGÉTICOS	
Bioetanol	
Nombre Común	Nombre Científico
Caña de azúcar	Saccharum officinarum
Maíz	Zea mays L.
Trigo	Triticum aestivum L.
Remolacha azucarera	Beta vulgaris var. saccharifera
Yuca / Mandioca	Manihot sculenta
Sorgo	Sorghum bicolor L.

Fuente: Unidad de Desarrollo Agrícola, CEPAL.

Tabla 1.5 - Cultivos bioenergéticos.

En las tablas 6 y 7 se detallan características ecofisiológicas, productivas y de rendimiento de los cultivos en estudio.

CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LOS CULTIVOS UTILIZADOS PARA OBTENCIÓN DE BIOETANOL

Ítem	Caña de Azúcar	Maíz	Remolacha Azucarera	Trigo	Yuca / Mandioca	Sorgo
Temp. (°C)	25 – 26	25 – 30	20 – 25	10 – 24	Alta	27 – 28
Zona Climática	37° N – 31° S	58° N – 40° S	templado	templado y subtropical	trópicos húmedos (30° N - 30° S)	trópico con lluvias de verano
Acidez de Suelo (pH)	6 – 7,8	5,5 – 7,5	7 – 8,5	5,5 – 7,2	6 – 6,5	5 – 8,5
Producción después de	9 – 24 meses	4,7 meses	6 – 7 meses	3,6 – 5,5 meses	6 – 9 y 18 – 24 meses	2,6 – 3 y 4 – 8 meses
Reposición después de	5 años	Anual	Anual	Anual	0,5 – 2 años	Anual
Nutrientes (kg/ton)						
N	1,2	24	4,5	30	3	50
P	0,3	4	0,9	8	1	9
K	2,5	23	4 – 7	28	7	45
Ca	0,6	3	1,5	3	2	
Mg	0,4	3		3	1	
Agua mm/año (lt / m ²)	1500 – 1800 (>2500 irrigada)	> 500	500	250 – 300 (400 – 900 HYV)	1000 – 2000	500 – 600
Etanol (lt/ton)	85	396	98	362	280	359
Rendimiento medio mundial (ton/ha)	40 – 80	3,6	30 – 40	2,3	9 – 10	1,3

Fuente: Unidad de Desarrollo Agrícola, CEPAL en base a Rehm y Espig (1991), Suttie (2003) y otras fuentes.

Tabla 1.6- Características generales de los cultivos.

La cantidad de bioetanol obtenido de los cultivos que pueden producirse con menos recursos hídricos. Siendo de 98 lt/ton para la remolacha, 362 lt/ton para el trigo y 359 lt/ton para el sorgo. Aunque la remolacha tiene un menor rendimiento de producción de bioetanol por tonelada de materia prima, sus altos rendimientos de cultivo por hectárea hacen que la cantidad de litros obtenidos por unidad de superficie sea la más alta de los tres.

Por tal motivo, se elige a la Remolacha Azucarera como materia prima para desarrollar la planta de producción de bioetanol.

1.4.1 Remolacha Azucarera

La remolacha azucarera es una planta bienal muy resistente al frío que puede crecer en climas templados. Durante el primer año forma una gran raíz (de uno a dos kilogramos) con entre un 15% y 20% de sacarosa. Desde un punto de vista productivo, es

esta fase del cultivo la que interesa. El segundo año, la fase reproductiva, emite flores y fructifica. De esta fase, únicamente interesa la producción de semillas.

El clima es uno de los principales factores que inciden directamente sobre el rendimiento. Un clima templado, soleado y húmedo contribuye a la producción de un elevado porcentaje de azúcar en la remolacha. En este cultivo es muy importante la intensidad de iluminación, ya que favorece el proceso de la fotosíntesis y condiciona la importancia de la elaboración del azúcar.

La Unión Europea, los Estados Unidos y Rusia son los tres principales productores de remolacha azucarera del mundo.



Figura 1.1 - Remolacha azucarera.

En Argentina han sido varias las experiencias de plantación de la remolacha azucarera, llegando a realizarse pruebas piloto a nivel comercial de producción de bioetanol, pero las mismas no pudieron tener continuidad en el tiempo ya que problemas de índole económico y social determinaron que dichos experimentos no prosperaran.

Durante muchos años, las zonas productivas del sur del país estuvieron enfrentadas con las provincias del norte hasta que una plaga (natural o implantada) arruinó las cosechas de la Patagonia y posteriormente las del norte, dando por finalizada la era de la remolacha en la Argentina.

En años recientes, el INTA ha vuelto a realizar experiencia de cultivo, que aún se encuentran en estado experimental. Por tal motivo, no se encuentran precios nacionales de la remolacha azucarera. Nos basaremos para el cálculo de materia prima con información obtenida de España.

El precio medio en el sector agrícola para el 2018 / 2019 ronda los 26 Euros por tonelada⁴

1.5 Proceso de producción

Procesos de obtención de bioetanol

- Dilución: adición de agua para ajustar la cantidad de azúcar en la mezcla o (en última instancia) la cantidad de alcohol en el producto. Es necesaria porque la

⁴ Dato disponible en www.azucarera.es

levadura, usada más adelante en el proceso de fermentación, puede morir debido a una concentración demasiado grande del alcohol.

- Fermentación: proceso anaeróbico realizado por las levaduras. De la fermentación alcohólica se obtienen un gran número de productos, entre ellos el bioetanol.
- Destilación o Deshidratación: operación que permite separar, mediante calor, los diferentes componentes líquidos de una mezcla (etanol/agua).

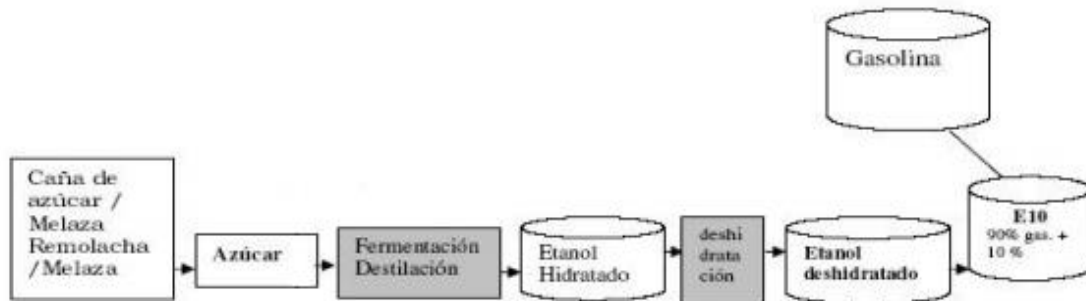


Figura 1.2. Proceso de obtención de bioetanol. - Fuente: <http://www.plantasdebiomasa.net/bioetan.html>

1.5.1 Rendimiento

La remolacha azucarera es la segunda en eficiencia para la producción de bioetanol (después de la caña de azúcar) en rendimiento de etanol con 5.600 litros por hectárea.⁵

“Para producir 1 litro de alcohol se necesita 10 kg de raíz de remolacha. El precio de la materia prima para producir un litro de etanol de remolacha sería de 0,20 €. La incidencia del costo del proceso de producción del etanol en el precio final de este producto, depende mucho del tamaño de la destilería. Considerando los costos de la materia prima conjuntamente con el de producción del etanol, el costo del litro de etanol procedente de remolacha es de 0,346 €. Se observa que la remolacha podría ser rentable para la producción de etanol si se logra un abaratamiento en el costo del proceso de producción del alcohol y si se comercializan los subproductos del proceso para pienso de animales. La producción de etanol a partir de remolacha parece ser viable desde el punto de vista económico, pero el problema es la falta de seguridad sobre la cantidad que se produciría anualmente de este tipo de remolacha.”⁶

⁵ <https://www.eleconomista.com.mx/opinion/Remolacha-azucarera-para-etanol-20100628-0005.html>

⁶ Fuente: BIOCOMBUSTIBLES: Bioetanol y Biodiesel M^a José Núñez García y Pablo García Triñanes Dpto de Ingeniería Química, ETSE Universidad de Santiago de Compostela. 2011

1.6 Productos y sub-productos

1.6.1 Usos del Bioetanol

- Fabricación del ETBE (aditivo aumentador de octanos).
- Combustible mezcla (bioetanol-gasolina).
- Combustible directo (motores especializados que funcionan con bioetanol).
- Mezcla directa (bioetanol-diesel).

El bioetanol mezclado con la nafta produce un biocombustible de alto poder energético, con características muy similares a la nafta pero con una importante reducción de las emisiones contaminantes en los motores tradicionales de combustión. El etanol se usa en mezclas con la nafta en concentraciones del 5 o el 10%, E5 y E10 respectivamente, que no requieren modificaciones en los motores actuales.

En concentraciones más elevadas, autorizadas en Suecia, Estados Unidos y Brasil, se disponen de vehículos flexibles, con un depósito, motor y sistema de combustible único capaz de funcionar con nafta y etanol, solos o mezclados en cualquier proporción.

1.6.2 Sub-productos

De la línea de producción de azúcar se derivan una serie de subproductos que pueden ser comercializados para su uso posterior en otras industrias. Entre estos subproductos se encuentra la melaza, que se obtiene en el proceso de extracción de azúcar y se puede utilizar como materia prima en la fabricación de alcohol etílico, ácido cítrico, levadura para panificación y pienso para el ganado.

En el proceso de destilación, se obtiene una serie de subproductos, entre ellos, material orgánico, alcoholes ligeros, como el metanol, alcoholes pesados y agua. Estos subproductos se pueden utilizar en otras industrias.

1.6.1 Principales competidores de los productos y sub-productos

Los principales competidores son las empresas productoras de bioetanol anteriormente mencionadas en la Tabla 1.2.

1.7 Ubicación de la planta

Para la localización de la planta procesadora de bioetanol, se fundamenta en tres ejes:

- Cercanía con la zona de cosecha de la materia prima.
- Parque industrial apto para las operaciones a realizar.
- Cercanía a rutas para la importación y exportación del producto.

Al evaluar las zonas del país en las cuales se puede llevar a cabo la plantación de la remolacha azucarera, se han encontrado distintos puntos que históricamente se han encargado de cultivar y cosechar dicha planta.

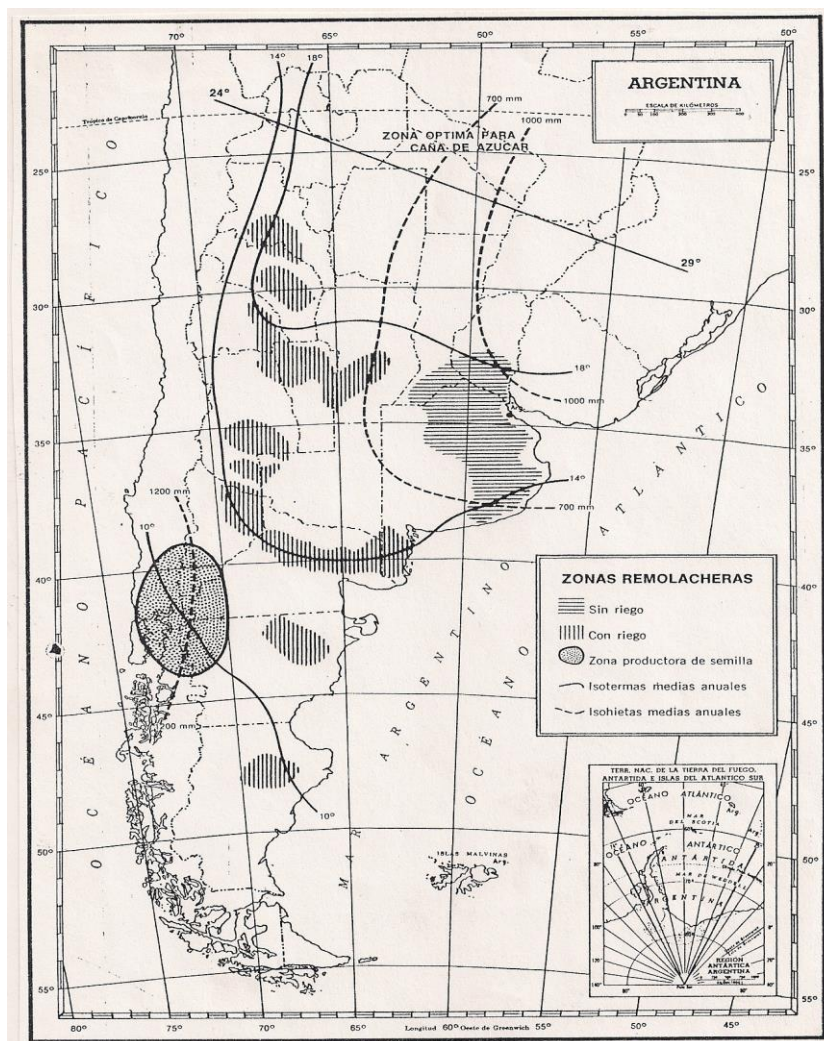


Figura 1.3 - Zonas remolacheras.

Fuente: Chamorro, A. M. & Sánchez Vallduví, G. 2011.

Como se observa en la Figura 1.3, las zonas aptas son variadas, pero según experiencias realizadas, en el sudeste de la provincia de Buenos Aires se han obtenido los mejores rendimientos con siembras primaverales, desde septiembre a mediados de noviembre. En ensayos bajo riego en Catamarca, La Rioja, San Juan y Mendoza, los mejores resultados fueron en mayo y junio. En el sur de la Mesopotamia, la siembra otoñal dio los mejores resultados, aunque es posible también la siembra en primavera.

Desde hace algunos años, el INTA Mendoza-San Juan, en conjunto con la empresa sanjuanina Lomas del Sol, llevan a cabo estudios sobre el potencial de tres cultivos empleando aguas de reúso y a partir de ellos producir bioetanol. En el caso particular de San Juan, la provincia cuenta con planes de inversión y de infraestructura para la radicación de nuevas industrias. Además, en los últimos años y debido a las consecuencias ambientales de la explotación minera, la provincia posee una nueva política ambiental que impulsa el desarrollo de empresas amigables con el ambiente a través de incentivos fiscales, los cuales otorgan apoyo crediticio y asistencia técnica a través de la Agencia San Juan de Desarrollo de Inversiones, brindando asistencia financiera y técnica en el marco del Programa San Juan al Futuro. San Juan cuenta con parques de generación de energía solar y eólica en desarrollo, cuyos servicios se esperan que sean utilizados por la industria.

El parque industrial elegido es el de Pocito, en el Departamento de Pocito, ya que se encuentra en cercanía de la zona de plantación, en una ubicación estratégica en el medio de la provincia de San Juan y cuenta con buen acceso a varias rutas nacionales, como la 40 (conexión directa con Mendoza) y a las rutas hacia Chile. Esto último, posibilita la exportación utilizando los puertos del pacífico de Valparaíso y Coquimbo y se espera que la futura construcción del Túnel Internacional Paso de Agua Negra potencie la ubicación de la provincia, como eje de integración territorial y centro del Corredor Bioceánico Central.



Figura 1.4 - Rutas de acceso al Parque Industrial Pocito.

Fuente: Google Maps.

1.8 Justificación preliminar del proyecto

En los próximos años, se espera un aumento en el porcentaje de bioetanol presente en la nafta, por lo cual, es de suma necesidad aumentar la producción del mismo.

Como se ha mencionada anteriormente, los beneficios ambientales de producir bioetanol son el motor fundamental para el estudio y utilización del mismo. La obtención de él a partir de la remolacha azucarera nos asegura la soberanía alimentaria del país, ya que no se trata de un tubérculo destinado al consumo humano y posee un mayor rendimiento por hectárea, a diferencia del maíz y la caña de azúcar.

Se espera posicionar al país como abastecedor y consumidor de bioetanol en Latinoamérica y crear un mercado competitivo con Brasil, actual referente latino de biocombustibles.

La localización de la planta ha sido pensada para realizar importaciones y exportaciones de manera dinámica y conveniente, ya que la provincia posee políticas de acompañamiento a las nuevas empresas y una ubicación limítrofe a un potencial cliente.

1.9 Resolución 1295/2008

Determinense las especificaciones de calidad que deberá cumplir el bioetanol, de conformidad con el Artículo 3º, Inciso c) del Decreto N° 109/07.⁷

1.9.1 Especificaciones de calidad de bioetanol

1. El BIOETANOL que deberá ser mezclado en un porcentaje del CINCO POR CIENTO (5%), medido sobre la cantidad total del producto final, con el combustible líquido caracterizado como Nafta, en los términos del Artículo 8º de la Ley N° 26.093, deberá cumplir en su composición con las siguientes especificaciones:

Propiedad	Método	Valor
Densidad a 20º c, g/ml, valor máximo	ASTM D- 4052	0,7915
Etanol - más C3- C5 AS%vol, valor mínimo	ASTM D- 5501-IRAM 14651	99,00
Alcoholes superiores C3- C5%vol, valor máximo	ASTM D- 5501	2,00
Metanol,%vol, valor máximo	ASTM D- 5501	0,40
Agua,%vol, valor máximo	ASTM E203	0,600
Cobre, mg/kg, valor máximo	ASTM D- 1688	0,10
Acidez Total (como Acético)	ASTM D- 1613	30

⁷ <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/145000-149999/147291/norma.htm>

mg/litro		
Azufre, ppm, p/p, valor máximo	ASTM D- 5453	10,0
Sulfatos ppm, p/p, valor máximo	ASTM D 7318/7319/7 328	4,0
Apariencia	Visual	Límpido sin materiales en suspensión
Conductividad Eléctrica, uS/m, valor máximo	ASTM D- 1125	500
Gomas Lavadas mg/l,	valor máximo ASTM D- 381	50
Benzoato de Denatonio ppm, Valor mínimo (*)	(Espectofoto metría UV)	40

(*) Sólo se permitirá como desnaturalizante Benzoato de Denatonio para alcohol proveniente de la caña de azúcar.

- Las normas ASTM o IRAM a utilizar en los análisis del BIOETANOL se actualizarán automáticamente por las respectivas normas que las sustituyan o mejoren su precisión y sensibilidad.
- El BIOETANOL deberá egresar de las Plantas Productoras habilitadas como tal ante esta SECRETARIA DE ENERGIA, dependiente del MINISTERIO DE PLANIFICACION FEDERAL, INVERSION PUBLICA Y SERVICIOS, y el INSTITUTO NACIONAL DE VITIVINICULTURA, organismo descentralizado en la órbita del MINISTERIO DE ECONOMIA Y PRODUCCION, cumpliendo con las especificaciones establecidas en el presente Anexo.

1.10 Bibliografía

- <http://www.automotriz.mobi/coches/Combustibles/alternative-fuels/134554.html>
- http://www.infoagro.com/documentos/el_cultivo_remolacha_azucarera__parte_i_.asp
- <http://www.infocampo.com.ar/el-bioetanol-en-argentina-ayer-y-hoy/>
- <http://www.mecanicaymotores.com/ventajas-y-desventajas-del-etanol.html>
- <http://www.plantasdebiomasa.net/bioetan.html>
- <https://bester.energy/blog/energias-renovables-vs-combustibles-fosiles/>
- <https://biodiesel.com.ar/11589/bioindustria-argentina-el-etanol-argentino-la-potencia-aun-silenciada>
- https://glp.se.gov.ar/biocombustible/reporte_precios_bioetanol.php
- [https://www.agroindustria.gov.ar/sitio/areas/bioenergia/informes/_archivos//000001_Informes%20Biocombustibles%202017/000007_Informe%20biocombustibles%20\(julio%202017\).pdf](https://www.agroindustria.gov.ar/sitio/areas/bioenergia/informes/_archivos//000001_Informes%20Biocombustibles%202017/000007_Informe%20biocombustibles%20(julio%202017).pdf)
- <https://www.compromisoempresarial.com/rsc/2008/11/biocombustibles-y-crisis-alimentaria/>
- <https://www.portaleducativo.net/sexta-basico/756/energia-renovable-y-no-renovable>
- <https://www.traxco.es/blog/produccion-agricola/la-remolacha-azucarera>
- <https://www.valorsoja.com/2017/06/26/el-gobierno-argentino-planea-reformular-el-esquema-de-promocion-del-etanol-para-seguir-los-pasos-de-brasil/>
- <http://servicios.infoleg.gov.ar/infolegInternet/anexos/145000-149999/147291/norma.htm>

2. Análisis de reacción química

Introducción

La remolacha azucarera y los productos intermedios del procesamiento son efectivas materias primas para la producción de bioetanol debido a su contenido de azúcares fermentables, que pueden usarse directamente para la fermentación sin modificación.

Para la producción de bioetanol en escala industrial es necesario conocer los modelos cinéticos para determinar el crecimiento microbiano, la formación de producto y el consumo de sustrato.

Se fija una producción aproximada de 150.000 m³/año de bioetanol y a partir de este dato, se busca, a través de un modelo cinético, el tiempo de reacción para calcular posteriormente el volumen de reactor.

2.1 Obtención de bioetanol a partir de remolacha azucarera

Para la obtención de bioetanol a partir de remolacha azucarera, el primer paso es la extracción de azúcares (jugo de remolacha) que luego se fermenta. Para obtener el jugo, es necesario conocer las características de la nuestra materia prima.

La raíz de la remolacha tiene una armadura celulósica, elemento principal de las membranas celulares, que constituye del 4 al 5 % de la remolacha, denominada marco. El extracto seco de la raíz representa alrededor del 25 % del peso de ésta y lo componen el propio marco y otras materias tanto orgánicas como inorgánicas. El agua constituye el otro 75%.

Los constituyentes minerales, potasio, sodio, magnesio, se encuentran combinados con aniones minerales, cloruros, sulfatos y aniones orgánicos. Los constituyentes orgánicos son en su mayoría azúcares, principalmente sacarosa, además de otro tipo de sustancias como materias pépticas, ácidos orgánicos, compuestos nitrogenados.

El tipo de azúcar contenido en la remolacha es la glucosa, monosacárido de fórmula química C₆H₁₂O₆. La densidad de las soluciones de azúcar se mide en grados Brix (determinada por el aerómetro Brix) y representa el peso en gramos de materia seca contenida en 100 gramos de solución. La pureza de una solución es el peso de azúcar en 100 gramos de materia seca

2.1.1 Descripción del proceso para la obtención del jugo

2.1.1.1 Descarga, lavado y troceado de las remolachas

Las remolachas llegan a la fábrica donde son descargadas, lavadas y cortadas, reduciendo a las mismas en porciones, denominadas cosetas, con un espesor de 2 a 3 milímetros. Las cosetas pasan, por medio de cintas transportadoras, al proceso de difusión.

2.1.1.2 Extracción del azúcar

Una vez que la remolacha ha sido lavada y cortada en cosetas, se inicia el proceso propio de extracción del azúcar contenida en la remolacha. Esta extracción se realiza por difusión mediante la acción de agua en contracorriente con la masa de cosetas.

La remolacha está constituida por infinidad de células provistas de una armadura celulósica que envuelve a una materia proteínica compleja (protoplasma) rodeada por una membrana (ectoplasma) impermeable a las sustancias disueltas. En el interior del protoplasma se encuentra una vacuola que contiene una solución de sacarosa.

La aplicación del fenómeno de difusión cuenta con la dificultad de la impermeabilidad del ectoplasma; pero pudo comprobarse que, por la acción del calor, la célula sufre una importante transformación, consistente en que el protoplasma, rodeado por el ectoplasma, se contrae, situándose en el centro de la célula, en tanto que la vacuola se pone en contacto con la pared celular, permitiendo así la difusión de la sacarosa al exterior de la célula. Modificada así la célula por el efecto del calor, resulta fácil extraer el jugo por difusión.

El fenómeno de difusión consiste en un movimiento lento y regular de los componentes solubles que se encuentran en el interior de las células hacia el exterior, donde la concentración de azúcar es menor. Regularmente, a través de las paredes celulares pasan, además de la sacarosa, otros componentes de tipo nitrogenado o salino, que no son deseables, ya que hacen que las soluciones extraídas sean impuras.

Por el extremo opuesto del difusor se descarga la coseta ya agotada, que se denomina pulpa.

2.1.1.3 Prensado y filtrado de la pulpa

La pulpa extraída de los difusores contiene una gran cantidad de agua que se reduce apreciablemente mediante un proceso de prensado. El agua procedente de este prensado se introduce de nuevo en la difusión para recuperar el azúcar y la temperatura que lleva la misma, mientras que la pulpa puede someterse a un posterior proceso de secado

2.1.2 Composición y características de jugo de remolacha azucarera.

El jugo crudo procedente de la difusión tiene las siguientes características:

- Contiene partículas en suspensión.
- Es ácido, lo que puede provocar la descomposición de la sacarosa en su posterior procesamiento (inversión).
- Contiene una gran cantidad de no azúcares disueltos.
- Contiene sustancias coloidales extraídas de la remolacha.

La composición exacta de la remolacha a utilizar depende de la calidad de la misma, ya que la calidad es función de las condiciones climáticas y de los suelos de la zona de producción. A modo orientativo, se considera que el porcentaje de azúcar en la cantidad de remolacha tratada es de un 20%. Este porcentaje es un promedio de los valores reportados por literatura.⁸

2.2 Fermentación

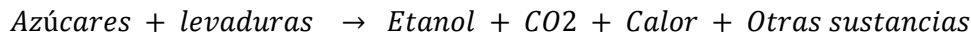
La fermentación es un proceso que degrada moléculas para transformarlas en otras moléculas más simples.

La fermentación alcohólica es un proceso biológico, en ausencia de oxígeno (anaeróbico), realizado por las levaduras y algunas clases de bacterias. Estos microorganismos transforman el azúcar principalmente en etanol y dióxido de carbono, y en moléculas de ATP (trifosfato de adenosina).

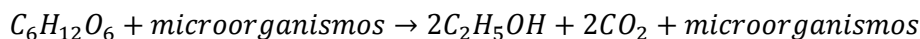
⁸ Baquero, J. “La industria azucarera de la remolacha”, Ministerio de agricultura, pesca y alimentación. Dirección general de investigación y capacitación agrarias.

La fermentación alcohólica, comienza después de que los azúcares son captados por la enzima específica que contiene el microorganismo. Estos azúcares se degrada en ácido pirúvico. Luego, el piruvato (anión del ácido pirúvico), es descarboxilado, convirtiéndose en acetaldehído, el cual a su vez, es reducido a etanol a través de la enzima, utilizando como dador de electrones al NADH (nicotinamida adenina dinucleótido).

El proceso simplificado de la fermentación es:



Es decir:



Se calcula el calor de reacción, a partir de los datos de entalpía estándar (25°C y 1 atm)

$$\Delta H^\circ_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = -1274,4 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \quad \Delta H^\circ_f \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} = -277,7 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \quad \Delta H^\circ_f \text{CO}_2 = -393,5 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$

Mediante la Ley de Hess: $\Delta H^\circ_{reacc} = \Sigma n \Delta H^\circ_f(\text{productos}) - \Sigma m \Delta H^\circ_f(\text{reactivos})$; donde n y m representan los coeficientes estequiométricos de reactivos y productos, se calcula el calor de reacción estándar.

$$\Delta H^\circ_{reacc} = -68 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$

La fermentación alcohólica es un proceso exotérmico, es decir, se desprende energía en forma de calor. Es necesario controlar este aumento de temperatura, ya que si ésta asciende demasiado las levaduras comienzan a morir deteniéndose el proceso fermentativo. Además, la energía libre de Gibbs tiene un valor de $\Delta G = -234.6 \text{ KJ} \cdot \text{mol}^{-1}$, lo que nos indica que se trata de un proceso químico de tipo espontáneo, en presencia de microorganismos.⁹

La fermentación es la etapa principal del proceso, no solo porque en ella se produce el etanol, sino porque se reproduce la masa fundamental de microorganismos y se generan los productos secundarios, que pueden ser también separados y tratados.

⁹ <https://quimica.laguia2000.com/general/fermentacion-alcoholica>.

2.2.1 Microbiología de la fermentación

Muchos microorganismos han sido estudiados para la producción de etanol, pero la levadura *Saccharomyces cerevisiae* es considerada la especie principal y más usada. Sin embargo, la bacteria *Zymomonas mobilis* ha sido fuente de muchos experimentos y algunos investigadores la proponen para sustituir a *S. cerevisiae* en la producción de etanol, debido a que esta especie posee algunas características que la hacen superiores.¹⁰ Entre ellas se puede nombrar un mayor rendimiento de conversión en etanol debido a su particular vía metabólica, produciendo menos biomasa, y obteniendo una velocidad de producción más alta.¹¹

En 1993 Doelle et al., analizaron que la *Zymomonas mobilis* es un organismo obligatoriamente fermentativo y utiliza sacarosa, glucosa y fructosa por medio de la ruta de Entner-Doudoroff, aunque puede llegar a crecer bien bajo condiciones aeróbicas. Estos autores observaron fenómenos que aún no se han explicado de manera eficiente, tales como: qué ocurre en el exterior de la célula y en la hidrólisis de sacarosa; el uso de la glucosa en el interior de la célula; procesos termodinámicos del metabolismo; cuál es el papel del CO₂ y el etanol en la inhibición y cuál de estos puede tener mayor efecto de inhibición.

En la tesis de Martínez Limón, J. (2010), se propone el uso de cultivos mixtos con células de *Zymomonas mobilis* y *Saccharomyces cerevisiae* libres e inmovilizadas en alginato de calcio. La dificultad de trabajar con ambas especies radica en el doble tratamiento que se le debe dar al medio fermentable, ya que primero se inocula con *Zymomonas mobilis* (pH 8.5) y luego con *Saccharomyces cerevisiae* (pH 5). En el caso con células libres, se obtuvo una producción de etanol de 13.08 g/L, y un rendimiento de 0.5773, y con inmovilizadas la producción fue de 8.42 g/L y un rendimiento de 0.4097. En conclusión, las células sin ningún soporte a dado mejores resultados, aunque no los esperados por la combinación de ambas especies.

Varios autores han reportado el uso de *Zymomona mobilis* a escala laboratorio, pero su explotación a nivel industrial es mínima, debido a que los mejores resultados obtenidos han sido utilizando cepas mutantes patentadas, las que resultan costosas para aplicaciones industriales.¹²

¹⁰ Martínez Limón, J. Tesis: Producción de bioetanol con células inmovilizadas (2010).

¹¹ Siliceo Rodríguez, M. L. Tesis: Análisis de la productividad industrial de bioetanol (2014).

¹² Park, S. C. & Baratti, J. *Batch Fermentation Kinetics of Sugar Beet Molasses by Zymomonas mobilis*.

2.2.2 Caracterización de levadura

La levadura que se usa en proceso de fermentación es la *Saccharomyces cerevisiae*. La misma fue elegida por las características reportadas por Fajardo & Sarmiento (2007):

- Microorganismo de fácil manipulación y recuperación;
- No es exigente en cuanto a su cultivo;
- No es costoso;
- Tolerancia a altas concentraciones de etanol;
- Produce bajos niveles de subproductos.

Características generales

Saccharomyces cerevisiae ha sido estudiada ampliamente, debido al gran conocimiento que se tienen de sus rutas metabólicas, siendo la más estudiada en la producción de etanol, la glucólisis (Embden-Meyerhof-Parnas, EMP), en la cual se metaboliza una molécula de glucosa y dos moléculas de piruvato son producidas. Se ha reportado que los rendimientos de etanol para *S. cerevisiae* son alrededor del 90- 93 % (Bai, Anderson, & Moo-Young, 2008).

La *Saccharomyces cerevisiae* es una levadura heterótrofa, que obtiene la energía a partir de la glucosa y tiene una elevada capacidad fermentativa.

Los factores a tener en cuenta para su crecimiento y desarrollo son:

- Presión osmótica:

La nutrición de la levadura es un proceso puramente osmótico, por lo cual es importante evitar medios hipertónicos (mayor concentración de soluto en el medio externo, por lo que una célula en dicha solución pierde agua debido a la diferencia de presión) o hipotónicos para evitar la plasmoptisis y plasmólisis. El estrés osmótico puede causar una disminución en el volumen celular, afectando tanto la velocidad de fermentación como la viabilidad celular.

- Temperatura:

El incremento de la temperatura acelera la fermentación de los azúcares de la levadura. Esta aceleración es tres veces más significativa a valores cercanos de 30°C que a 20°C. A los 55°C la acción de la levadura termina.

A baja temperatura (0°C) la levadura disminuye su actividad casi totalmente, provocan un estado de latencia en la célula, deteniendo su desarrollo.

- Desecación:

Es uno de los principales agentes que inhiben las actividades y desarrollo de los microorganismos.

- Luz:

En general la luz es perjudicial para los microorganismos que carecen de clorofila, o cualquier otro pigmento que les permita usar la energía de las radiaciones en el proceso de fotosíntesis.

- pH:

El pH óptimo en el cual se desarrollan mejor los microorganismos, está entre 4 y 5. Las levaduras tienen la ventaja de soportar medios más ácidos que otros microorganismos, lo que es aprovechado en los procesos industriales para mantener el medio controlado de bacterias que puedan competir por el sustrato.

- Alcohol:

El efecto del etanol en la célula es una combinación de inhibición del crecimiento y disminución de la viabilidad. Puede actuar como inhibidor de la fermentación a partir de un 8%.¹³

2.2.3 Inhibidores de la fermentación

Los inhibidores son factores que perjudican la actividad vital de los microbios. Algunos de estos factores son:

- La alta concentración de ácidos volátiles: más de 2000 ppm en la fermentación mesofílica y de 3600 ppm para la termofílica.
- La excesiva concentración de amoníaco y nitrógeno: destruyen las bacterias. Todo tipo de productos químicos agrícolas, en especial los tóxicos fuertes aún en ínfimas proporciones, podrían destruir totalmente la digestión normal. Muchas sales como los iones metálicos son fuertes inhibidores.
- Metales pesados: pueden perjudicar el crecimiento de las levaduras, hasta matarlas por completo.

En nuestro caso, el producto deseado se convierte en el mayor inhibidor a grandes concentraciones, por tal motivo, se opera hasta cierta cantidad de etanol, extrayéndolo de manera continua, para evitar la acumulación del mismo.

¹³ Red de Revistas Científicas de América Latina y el Caribe, España y Portugal.

2.2.4 Condiciones de operación óptimas

Las levaduras necesitan determinadas condiciones de alimento, humedad y temperatura para poder vivir y desarrollarse, y así dar lugar a la fermentación:

- Sin humedad no pueden activarse, ya que la levadura necesita que su alimento esté disuelto en agua para poderlo asimilar.
- Su alimento base son los azúcares (en especial la glucosa, presente en la remolacha), también necesita algo de nitrógeno (que toma de las proteínas) y algunos minerales.
- En cuanto a la temperatura, por debajo de 26°C no actúan (o con dificultad) y por encima de 38°C se debilitan demasiado. A 55°C mueren.

2.2.5 Separaciones intermedias y productos secundarios

La remolacha, una vez tratada, genera residuos que, si no son convenientemente utilizados, pueden causar un problema ambiental.

Cuando se genera el jugo de la remolacha, también se obtiene pulpa seca (la parte fibrosa de la remolacha), la cual puede ser procesada para obtener gránulos, denominados pellets.

La fibra en la pulpa desecada de remolacha es altamente digerible por animales, por lo que es una buena fuente de energía sin almidón. Se utiliza casi en su totalidad para la alimentación animal (comederos de ganado, productos lácteos, y las operaciones de alimentación de cordero) mezclado con melaza en forma suelta o en gránulos. Nutricionalmente, los gránulos de melaza de pulpa de remolacha tienen las propiedades de forraje duro de heno picado y las características de alta energía del maíz. En las dietas de crecimiento y finalización, los gránulos de pulpa de remolacha pueden reemplazar el ensilado de maíz o de otros forrajes.

Características:

- Humedad: no más del 14.0%
- Sacarosa: no más del 10%
- Proteína cruda en la conversión de materia seca: no menos del 7.0%
- Diámetro de los gránulos: 8mm-10mm-12mm

Luego de la etapa de fermentación, se produce la vinaza (líquido espeso). La materia orgánica que contiene la vinaza incide positivamente sobre el suelo en diferentes aspectos: Físicos: mejora la estructura del suelo, aumenta la capacidad de retención del agua; Químicos: es fuente de nutrientes principales y microelementos, favorece el desarrollo de actividad microbiana.

En resumen, la vinaza puede ser utilizada como fertilizante.

Otro de los compuestos obtenidos durante la fermentación es el dióxido de carbono. Como su eliminación directa a la atmósfera no es posible, se debe tratar específicamente luego de su generación en la fermentación. Para esto último, debe estar libre de trazas de otros compuestos.

2.3 Cinética química

El modelado cinético es un paso importante en el desarrollo de un proceso de fermentación, ya que los modelos ayudan en el control del proceso, lo que reduce sus costos y aumenta la calidad del producto. Una vez que se definen los modelos, se los usa para describir el proceso de producción a diferentes condiciones de temperatura, pH, aireación y mezcla.

Tomando como base el informe realizado por Dodic, J.M. et al (2012)¹⁴, en el cual se desarrolla la cinética para la producción de bioetanol a partir de remolacha azucarera, se busca correlacionar dichos modelos cinéticos con nuestro sustrato bajo estudio.

El crecimiento de las células de levadura se expresa mediante el modelo propuesto por Monod, que describe el crecimiento en función de la concentración inicial de levadura, el tiempo de fermentación, la velocidad de crecimiento específica y la concentración final de levadura.

La cinética de formación de bioetanol, se representa a partir del modelo modificado de Gompertz, que proporciona el tiempo de demora, la producción de bioetanol, la tasa máxima de producción de bioetanol y la concentración máxima de bioetanol, en función del avance de la reacción de fermentación.

¹⁴ Dodic, J. M. et al. (2012). *Kinetic modelling of batch ethanol production from sugar beet raw juice*.

2.3.1 Modelo cinético de fermentación

En el trabajo citado, se examina la cinética de un proceso de fermentación por medio de la utilización de células de levadura *Saccharomyces cerevisiae* libres. El mismo se lleva a cabo bajo las siguientes condiciones experimentales:

- El valor de pH del medio de fermentación se ajusta a 5,0 con ácido sulfúrico al 10% (v/v).
- El medio de fermentación preparado se esteriliza en un autoclave a una temperatura de 121 ° C durante 20 minutos con una sobrepresión de 1,2 bares.
- La reacción se lleva a cabo en un reactor batch escala laboratorio de 14 litros (10 litros ocupados por el medio de fermentación) a 28°C (regulación de temperatura interna), con agitación de dos turbinas Rushton paralelas (a 150 rpm) y 4 deflectores durante 20 h.
- La fermentación se inicia sin purgar nitrógeno a través del sistema, es decir, en condiciones microaerófilas, para imitar las condiciones industriales. Más tarde, el sistema se volvió anaeróbico durante el curso de la fermentación.
- El modelo se verifica a escala industrial con un fermentador de 100 L, con 80 L de jugo crudo como durante 20 h.

La cinética de crecimiento de la levadura se cuantificó usando la ecuación de Monod con las siguientes suposiciones:

- El biorreactor posee mezclado perfecto y por lo tanto, las condiciones son uniformes en el interior.
- Las células de levadura no murieron o no se volvieron viables (la máxima producción de bioetanol se da mucho antes de observar la muerte celular).
- La cantidad de sustrato no tiene interés, ya que se supone que hay un exceso de sustrato frente a la cantidad de levadura inicial, más la que se forma con el avance de reacción.¹⁵
- No se incluyó un término que considera la inhibición del crecimiento por concentración de etanol, ya que dicha inhibición ocurre luego de alcanzar un valor máximo en la concentración teórica de etanol producido.¹⁶ Por lo tanto,

¹⁵ Mu, Y. et al. (2006). *Kinetic modeling of batch hydrogen production process by mixed anaerobic cultures*.

¹⁶ Bai, F.W. et al. (2008). *Ethanol fermentation technologies from sugar and starch feedstocks*.

aprovechando esta condición, se considera que el tiempo de residencia en el biorreactor está limitado para garantizar la mayor obtención de bioetanol sin sufrir pérdidas de biomasa.

Por lo antes mencionado, la ecuación que modela el crecimiento de células de levadura durante el proceso de fermentación, queda expresada de la siguiente manera:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_m \cdot \left(1 - \frac{X}{X_m}\right) \cdot X \quad (1)$$

Donde X es la masa de células de levadura (g/l), X_m es la concentración máxima alcanzable de masa de células de levadura (g/l) y μ_m es la tasa máxima de crecimiento específico de células de levadura (h^{-1}). Usando la condición de frontera $X = X_0$ para $t_0 = 0$, se integra y se obtuvo la siguiente expresión:

$$X = \frac{X_0 \cdot \exp(\mu_m \cdot t)}{1 - (X_0/X_m) \cdot (1 - \exp(\mu_m \cdot t))} \quad (2)$$

Este modelo se usa para verificar los valores de X_0 , X_m y μ_m , datos representados posteriormente en la Tabla 1.

Para el modelado de la producción de etanol, se utiliza el modelo modificado de Gompertz¹⁷, que proporciona el tiempo de demora, la tasa máxima de producción de bioetanol y la concentración de producto máxima posible:

$$P = P_m \cdot \exp \left\{ - \exp \left[\frac{r_{p,m} \cdot \exp(1)}{P_m} \right] \cdot (t_L - t) + 1 \right\} \quad (3)$$

Donde P es la concentración de bioetanol (g/l), P_m es la concentración máxima potencial de bioetanol (g/l), $r_{p,m}$ es la tasa máxima de producción de bioetanol (g/l h) y t_L es la fase de latencia o tiempo desde el inicio de la fermentación hasta la producción exponencial de bioetanol (h).

En la siguiente Tabla, se reúnen los datos experimentales tanto de jugo crudo, como de jugo filtrado. Los parámetros cinéticos se estimaron ajustando dichos datos en la ecuación 3.

¹⁷ Van Ginkel S, Sung S, Lay JJ. Biohydrogen production as a function of pH and substrate concentration. Environ Sci Technol 2001;35:4726–30.

Parámetros Cinéticos		Jugo Crudo		Jugo Filtrado	
		Valor estimado	Desviación estándar	Valor estimado	Desviación estándar
Ecuación de Monod	Um (h ⁻¹)	0.194	0.009	0.213	0.008
	Xo (g/l)	2.576	0.072	2.602	0.056
	Xm (g/l)	8.381	0.123	9.473	0.142
Ecuación de Gompertz	TI (h)	1.04	0.288	2.21	0.157
	rp, m (g/lh)	4.39	0.181	4.54	0.139
	Pm (g/l)	73.31	2.578	69.85	1.982

Tabla 2.1- Parámetros cinéticos. Fuente: Dodic, J.M. et al (2012).

El rendimiento teórico máximo para el bioetanol reportado por la experimentación es de 0.511. El rendimiento de bioetanol sobre los azúcares consumidos ($Y_{P/S}$) y el porcentaje de azúcares consumidos (K) se calcularon como:

$$Y_{P/S} = (P_f - P_0)/(S_0 - S_f) \qquad K = (1 - S_f/S_0) \cdot 100 \quad (4) \text{ y } (5)$$

Donde P_0 y P_f son las concentraciones de bioetanol al comienzo y al final de la fermentación (g/l), respectivamente, S_0 y S_f son las concentraciones de azúcares fermentables al comienzo y al final de la fermentación, respectivamente.

Los datos relevantes aportados por el informe son:

- Desde el momento de la inoculación, la tasa de producción de levadura aumenta rápidamente, alcanzando a las 10 h su máximo (0.62 g/l h) y luego disminuye hasta las 20 h, donde se alcanza el estado estacionario.
- Las tasas de consumo de azúcares fermentables y de producción de bioetanol alcanzan su máximo a las 10 h (7.19 g/l h y 4.17 g/l h, respectivamente).
- La tasa de crecimiento específico de la biomasa alcanzó su máximo después de 10h y luego cayó a casi cero a las 20 h. La caída de este valor coincide con la fase

de desaceleración que siguió a las 10 h, y la entrada supuesta en fase estacionaria después de 20 h da como resultado valores cero de tasa de producción de biomasa y tasa de crecimiento específica. Estos valores se justifican por el consumo de azúcares en el proceso experimental discontinuo.

- La velocidad de crecimiento específica máxima de las células de levadura (μ_m) fue de $0,169 \text{ h}^{-1}$.
- La concentración final de etanol fue de aproximadamente de $66,31 \text{ g/l}$ partiendo de $136,43 \text{ g/l}$ de azúcares fermentables (escala laboratorio).

Durante la experiencia, se presenta un comportamiento curioso y a considerar para la producción de bioetanol. Se observa una fase de latencia en la producción de bioetanol en la primera hora de fermentación. Este retraso se debe a la presencia de algo de oxígeno en el reactor, el cual no perjudica a la levadura, ya que la misma se reproduce igualmente aunque genera etanol solo cuando el poco oxígeno presente es consumido. También se observa que la cantidad de bioetanol aumenta rápidamente de 4 a 20 h, cuando el microorganismo productor desaceleró gradualmente su crecimiento y entró en la fase de crecimiento estacionario.

Las impurezas presentes en el jugo crudo afectan los parámetros cinéticos predichos por los dos modelos. Experimentalmente se observa que la tasa máxima de crecimiento específico de biomasa y la concentración máxima de biomasa tienen valores algo mayores para el jugo filtrado. Por otro lado, la fase de retraso de la formación de bioetanol se prolongó en el caso del jugo filtrado, lo que produjo una concentración de bioetanol máxima ligeramente menor, ya que las tasas máximas de producción de bioetanol fueron casi las mismas con ambos jugos. Por lo tanto, las impurezas de jugos crudos solo afectan a la multiplicación de biomasa, pero no a la velocidad de producción de etanol. Considerando que el proceso de filtración encarece el procedimiento y que se logran resultados similares, se opta por trabajar con jugo crudo.

2.3.2 Variables y parámetros

Al considerar en primera instancia un informe en el cual no se especifica cómo varían las constantes cinéticas con la temperatura o con la concentración de sustrato, se decide, a modo de consulta, utilizar el informe de Egharevba, F.et al (2014) sobre la

fermentación de la caña de azúcar a partir de la misma levadura seleccionada para la fermentación de remolacha azucarera.

En dicho informe, se muestran los datos experimentales obtenidos al variar la temperatura, el pH, el tiempo de fermentación, la concentración del sustrato y la concentración de levadura, y cómo estas variables afectan a la velocidad de fermentación. La tasa de fermentación se mide a través de la velocidad de producción de CO₂, ya que a medida que se desarrolla la fermentación, se libera con ella gran cantidad de CO₂, llegando a su valor más alto cuando el crecimiento de levadura es máximo.

2.3.2.1 Determinación del efecto de la temperatura

Se varía la temperatura entre 30 y 42°C, para distintos tiempos de fermentación y manteniendo constantes otros factores.

Volumen de CO ₂ producido (cm ³)							
Tiempo(min)	Temperatura (°C)						
	30	32	34	36	38	40	42
30	100	100	100	100	100	100	100
60	142	128	128	128	171	128	142
90	200	142	142	142	200	200	157
120	242	157	171	157	242	214	171
150	271	171	242	200	300	228	200
180	300	200	300	228	457	242	242
210	328	228	342	300	500	257	271
tasa (M/min)	0,70	1,30	1,80	2,00	1,50	0,90	0,90

Tabla 2.2 - Efecto de la temperatura en la tasa de fermentación usando 50% (v/v) de sustrato, levadura 1,0% (p/v) y pH 5,0. Fuente: Egharevba, F.et al (2014).

En este intervalo de temperatura, la tasa de producción de CO₂ aumenta hasta 38°C y luego disminuye hasta aproximadamente la mitad. Como esta temperatura es muy cercana a la temperatura máxima que tolera la levadura, es preferible trabajar en un rango en el cual el control sea posible y a la vez, en el caso de un aumento de

temperatura (reacción de fermentación exotérmica) no provoque una disminución excesiva de la cantidad de etanol producido.

Para 210 minutos de reacción, en el rango de 30 a 36°C, la tasa de fermentación no varía considerablemente. Originalmente, en el paper de Dodic J. M. et al (2012), las pruebas se realizan a 28 °C de manera constante y la razón de dicha elección es resultado de pruebas anteriores realizadas a 30°C (Dodic J. M. et al, 2010), en las cuales las variaciones de temperatura en 2°C no afectaron el crecimiento de la levadura y la producción de etanol.

2.3.1.2 Determinación del efecto de la concentración de sustrato

Para determinar el efecto de la concentración del sustrato sobre la cinética de la fermentación, todos los otros factores tales como la temperatura, el pH, la concentración de levadura y el tiempo de fermentación se mantuvieron constantes.

Volumen de Co ₂ producido (cm ³)							
Tiempo(min)	Concentración de sustrato (V/V%)						
	20	30	40	50	60	70	80
30	185	242	114	185	200	185	114
60	271	257	214	242	242	257	214
90	328	285	342	400	271	285	257
120	528	314	371	800	300	800	371
150	571	829	400	842	342	828	414
180	600	857	700	942	371	842	714
210	800	971	785	971	400	942	728
tasa (M/min)	1,40	3,40	4,50	4,90	4,10	3,70	3,40

Tabla 2.3 - Efecto de la concentración del sustrato en la tasa de fermentación a 30°C, levadura 1,0% (p/v) y pH 5,0. Fuente: Egharevba, F.et al (2014).

La velocidad de fermentación varía con la concentración de sustrato hasta 50 % v/v. Sin embargo, un aumento adicional en la concentración de sustrato no mostró ningún efecto

sobre la velocidad de reacción. Esto sugiere que en la etapa inicial de la reacción, todos los sitios activos de la enzima (la levadura contiene las enzimas que degradan y convierten el azúcar en etanol) estaban saturados y, por lo tanto, un aumento adicional en la concentración del sustrato no podría conducir a un aumento adicional en la velocidad de fermentación. Por lo tanto, mientras que se cuente con la cantidad mínima de azúcares fermentables disponibles en el sustrato, la producción de etanol fijada se consigue igualmente.

2.3.1.3 Determinación del efecto del pH

El pH se varia con el agregado de una solución de ácido sulfúrico (H_2SO_4 0,1M) e hidróxido de sodio (NaOH 0,1M) dependiendo del valor de pH requerido. Se mide mediante un pH-metro.

Volumen de CO ₂ producido (cm ³)							
Tiempo(min)	pH						
	3,0	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0
30	442	271	228	200	200	271	200
60	471	400	400	257	214	328	300
90	600	442	500	300	400	385	342
120	642	528	557	328	428	442	357
150	828	557	571	342	528	500	400
180	928	714	600	428	585	542	500
210	985	928	657	500	671	571	628
tasa (M/min)	1,9	2,3	2,4	2,6	3,0	4,0	2,5

Tabla 2.4 - Efecto del pH en la tasa de fermentación a 30°C, levadura 1,0% (p/v) y usando 50% (v/v) de sustrato. Fuente: Egharevba, F.et al (2014).

Se observa un aumento de la velocidad de fermentación entre 3,0 y 5,5, lo cual se encuentra en conformidad con el rango óptimo de pH de *Saccharomyces cerevisiae* de entre 4.5 - 5.5 (De Beeze, G.I. 2008). Fuera del rango de pH óptimo, las células de las enzimas son menos tolerantes al entorno de pH y, como es de esperar, menos activas y

menos eficientes en la conversión del sustrato. El control de pH será determinante para asegurarnos la mayor eficiencia posible.

2.3.1.4 Determinación del efecto de la concentración de levadura

Se considera que en una concentración alta de levadura, el sustrato deja de estar disponible como alimento de calidad para todas, es decir, si se agrega mucha concentración de levadura, todas se alimentan pero ninguna obtiene la cantidad necesaria de azúcar para vivir y reproducirse de manera óptima. Esto sugiere que existe una cantidad fija o particular de sustrato que puede ser aprovechado por la levadura.

Se puede concluir que un aumento adicional en la concentración de levadura no tiene efecto sobre la velocidad. En ambas experiencias realizadas por Dodic, la concentración de levadura fue mucho menor que la propuesta por Egharevba. Siguiendo la lógica demostrada por el informe de dicho autor, se considera válida la concentración de Dodic (10 g/L) y se trabaja con la misma.

2.3.3 Condiciones de operación

Se busca utilizar como referencia a las condiciones de trabajo para el sistema de fermentación el modelo propuesto por Dodic, J.M. et al (2012), cuyas condiciones experimentales, según resultados empíricos ya mencionados, se resumen en la siguiente tabla:

Parámetro	Valor
Temperatura	28 °C
pH	5.0
Concentración de levadura	10 g/l
Azúcar en jugo	20 %

Tabla 2.5 - Condiciones de operación.

Fuente: Dodic, J.M. et al (2012).

Para dimensionar el sistema de fermentación utilizado en el proyecto, se considera como tiempo de residencia el mismo valor establecido en las experimentaciones de Dodic, J.M.

et al (2012). Se fija entonces un tiempo de residencia, para los jugos en el fermentador, de 20 horas. Este intervalo coincide con el tiempo que tardan las levaduras en alcanzar una velocidad de crecimiento estacionaria, según la experiencia empírica de Dodic, J.M. et al (2012), habiendo pasado previamente por un máximo luego de 10 horas.

Los cálculos del dimensionamiento para el sistema de reactores se encuentran desarrollados en el Anexo de Cálculos Mathcad presente en el Capítulo 5 del presente proyecto.

2.4 Bibliografía

- Bai, F.W. et al. *Ethanol fermentation technologies from sugar and starch feedstocks*. Biotechnol Adv 26 (2008) 89–105.
- Baquero, J. *La industria azucarera de la remolacha*. Ministerio de agricultura, pesca y alimentación. Dirección general de investigación y capacitación agrarias.
- De Beeze, G. I. *Alcoholic Fermentation*. Junior World Encyclopedia of Chemical Technology (2008); 6: 354-357.
- Dodic, J. M. et al. *Kinetic modelling of batch ethanol production from sugar beet raw juice*. Applied Energy (2012) 99: 192–197.
- Doelle, H. W. et al. *Zymomonas mobilis- Science and Industrial Application*. Critical Reviews in Biotechnology (1993);13: 57-98.
- *Efecto del sustrato en la liberación de CO₂ por Saccharomyces cerevisiae*. Disponible en: http://www.feriadelasciencias.unam.mx/anteriores/feria21/feria283_01_efecto_del_sustrato_en_la_liberacion_de_co2_por_s_.pdf
- Fajardo Castillo, E. E., & Sarmiento Forero, S. C. Tesis: *Evaluación de melaza de caña como sustrato para la producción de Saccharomyces cerevisiae*. Bachelor's thesis, Facultad de Ciencias, Bogotá, Colombia (2007).
- Info Agro. *El cultivo de remolacha azucarera: parte i*. Disponible en:
- http://www.infoagro.com/documentos/el_cultivo_remolacha_azucarera__parte_i_a_sp
- Martínez Limón, J. Tesis: *Producción de bioetanol con células inmovilizadas*. Instituto Politécnico Nacional, México (2010).
- Mu, Y. et al. *Kinetic modeling of batch hydrogen production process by mixed anaerobic cultures*. Bioresour Technol (2006) 97: 1302–1307.
- Park, S. C. & Baratti, J. *Batch Fermentation Kinetics of Sugar Beet Molasses by Zymomonas mobilis*. Biotechnology and bioengineering (1991); 38: 304-313.
- Red de Revistas Científicas de América Latina y el Caribe, España y Portugal. *Levadura Saccharomyces cerevisiae y la producción de alcohol*. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar. La Habana, Cuba (2016); 50: 20-28. Disponible en: <http://www.redalyc.org/html/2231/223148420004/>
- Siliceo Rodríguez, M. L. *Análisis de la productividad industrial de bioetanol*. Universidad Veracruzana. Venezuela.(2014)

- Sociedad Cooperativa General Agropecuaria. *Recepción y Tratamiento de Remolacha*.
Disponible en: <http://www.cooperativaacor.com/es/extraccion/art/189/>
- Van Ginkel, S. et al. *Biohydrogen production as a function of pH and substrate concentration*. Environ Sci Technol (2001) ;35: 4726–4730.
- Vázquez, H. J. & Dacosta, O. *Fermentación alcohólica: Una opción para la producción de energía renovable a partir de desechos agrícolas*. Investigación y Tecnología VIII (2007); 4: 249-259.
Disponible en: http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1405-77432007000400004
- <https://www.tempeh.info/es/fermentacion-alcoholica.php>
- <https://quimica.laguia2000.com/general/fermentacion-alcoholica>
- http://www.innovacion.gob.sv/inventa/attachments/article/2281/hd_1987_08.pdf
- http://www.primeflk.ch/sugar-beet-pulp-pellets_es
- <http://www.quimitube.com/wp-content/uploads/2013/04/Tabla-entalpias-estandar-formacion-compuestos-organicos-e-inorganicos.pdf>
- http://www.cooperativaacor.com/extra/descargas/des_12/PUBLICACIONES/Fichas-remolacha/nutrientes/N-22.pdf
- <http://www.dicyt.com/viewNews.php?newsId=14319>

3. Pre/post tratamientos y separaciones

Introducción

La producción del bioetanol es un proceso complejo y está influenciado por aspectos sociales, políticos y de índole tecnológico. Este producto debe cumplir con características específicas para su utilización en cortes de combustible, por lo cual se debe realizar un pre y post tratamiento a la entrada y salida del fermentador, respectivamente.

A los sustratos se les realiza pre tratamientos para favorecer la liberación de azúcares fermentables. En el post tratamiento, se busca separar los componentes, debido a la formación de una mezcla etanol-agua. La separación de mezclas de etanol y agua, en fracciones de elevada pureza, constituye uno de los problemas técnicos y económicos más importantes del proceso, ya que durante la etapa de fermentación se obtienen grandes cantidades de caldo de fermentación con bajas concentraciones de alcohol (entre 5-12% en peso)¹⁸ por lo que es necesario eliminar el exceso de agua para cumplir las especificaciones para los cortes de combustibles (99%v/v de etanol).

3.1 Pretratamiento

Para lograr un rendimiento adecuado en la producción de bioetanol a partir de remolacha azucarera, es necesario obtener un jugo concentrado de azúcar para su fermentación. Para ello, se somete a la materia prima a varias etapas de tratamiento.

3.1.1 Etapas de Pretratamiento

3.1.1.2 Recepción de remolacha

¹⁸ Quintero, J.A. et al. (2007).

Las remolachas llegan a la planta donde son pesadas y almacenadas en una bodega. Para la producción de bioetanol deseada se necesita aproximadamente 204,83 tn/día.

El almacenado de los tubérculos no puede exceder más de un día debido a que pierden agua y disminuye su concentración de azúcares, así que solo se almacena la cantidad adecuada y requerida para el proceso.

3.1.1.2 Lavado

Desde el almacén de materias primas, las remolachas son cargadas a una banda transportadora, pasando por equipos despedradores y desyerbadores. Estos equipos permiten remover el excedente de tierra en las remolachas, malezas y hojas.

Luego, las remolachas son llevadas a un equipo industrial de lavado continuo con agua a temperatura ambiente, donde se remueve el excedente de tierra. Una vez lavadas, las remolachas son arrastradas por una cinta transportadora ascendente y se descargan en la trituradora.

3.1.1.3 Corte

Los molinos de corte o trituradoras industriales de vegetales reducen su tamaño en rodajas delgadas, de 2 a 3 mm de espesor (cosetas). El objetivo de esto es aumentar la superficie de contacto, ya que mientras más pequeño es el corte, más azúcar se puede disolver.

3.1.1.4 Extracción y difusión

Las cosetas se introducen en un tanque de acero inoxidable, donde se someten a la acción de una corriente de agua caliente, para llevar a cabo el proceso de extracción de azúcares por difusión.

El agua que se utiliza posee una temperatura entre 85°C y se ingresa en el tanque a contracorriente. El agua para difusión puede tratarse mediante un proceso de sulfitación con gas sulfuroso para conseguir así la optimización del proceso (pH=3 aproximadamente), eliminando las impurezas que le brindan turbidez y un color oscuro característico.

Se debe tener presente que si el agua para este proceso sobrepasa el intervalo de temperatura mencionado, se podría provocar la contracción de la superficie de la coseta. Esto se produce a causa de la coagulación de las proteínas, impidiendo que el azúcar se disuelva en agua.

En el equipo de extracción, las cosetas se hacen circular a contracorriente del agua que extrae la sacarosa, convirtiéndose en jugo de difusión. Por el extremo opuesto del equipo se descarga la coseta ya agotada, que se denomina pulpa. El caudal de agua necesario para la extracción se calcula en el capítulo 5 a partir de balances de masa respectivos para el equipo.

3.1.1.5 Prensado

La pulpa extraída de los difusores contiene una gran cantidad de agua que se reduce apreciablemente mediante un proceso de prensado. El agua procedente de este prensado se introduce de nuevo en la difusión para recuperar el azúcar y la temperatura que lleva la misma, mientras que la pulpa pasa al siguiente proceso de secado.

Luego de los procesos de tratamiento, se envía el jugo resultante a un tanque de pre fermentación (tanque madre), para su posterior bombeo al fermentador. Durante el tiempo que se encuentra en el tanque madre se agrega una lechada de cal, aumentando el pH, para evitar la fermentación anticipada y descomposiciones, así como la pérdida de azúcar y aumento de acidez.

3.2 Post Tratamiento

El etanol que se obtiene luego de la fermentación es inmisible en nafta por su alto contenido de agua. Sólo el alcohol absoluto o de 99% volumen se mezcla con nafta, por esto, se requiere la separación del mismo.

Del fermentador sale una corriente de producto, que es llevada a un separador donde se obtendrá una corriente en fase líquida y fangos.

La fase líquida está compuesta por agua, etanol, con una composición másica entre 0.05 y 0.12 de etanol¹⁹. Los fangos serán utilizados para generar los subproductos.

¹⁹ Quintero, J.A. et al. (2007).

3.2.1 Métodos de Adsorción

Es importante lograr separar en la corriente de producto el etanol y el agua, pero esta separación no es sencilla ya que forma un azeótropo. Para ello se investigan posibles métodos de separación que se explican a continuación.

3.2.1.1 Tamices moleculares

Los tamices moleculares adsorben el agua de la corriente. Los mismos están fabricados a partir de aluminosilicatos de potasio. Como condición de operación, la cantidad de agua a remover por medio del tamiz debe ser baja. El proceso de separación por tamices moleculares puede hacerse en fase líquida o vapor. En la operación en la fase líquida se utiliza gas caliente para la regeneración del lecho de tamiz. Esto conduce a un deterioro acelerado por causa del choque térmico.

La regeneración (remoción del agua absorbida) se lleva a cabo haciendo pasar una corriente de gas caliente (N_2 o CO_2) a través del lecho de tamiz molecular. Éste gas debe ser químicamente inerte, de alta pureza, con una presión cercana a 200 psi y no debe contener oxígeno o aire.

La operación en fase vapor permite alargar la vida promedio del tamiz hasta por 10 años, ya que la regeneración se hace recirculando parte de los vapores de etanol anhidro sobrecalentado al lecho, con el fin de retirar la humedad acumulada.

Un sistema en fase vapor, utiliza típicamente dos lechos de tamiz molecular. En un primer lecho se lleva a cabo la deshidratación, haciendo pasar vapores de etanol azeotrópico a alta presión, desde la parte superior del lecho. En forma paralela, en un segundo tamiz se lleva a cabo la operación de regeneración a baja presión, para retirar el agua que ha sido adsorbido previamente; esto se hace recirculando entre 15 y 40% del etanol anhidro obtenido en el primer lecho. Cuando el ciclo deshidratación/regeneración se completa, el primer lecho pasa a la operación de regeneración mientras que el segundo se utiliza en la deshidratación.

3.2.1.2 Separación por membranas

La pervaporación es un proceso en el cual se remueven compuestos orgánicos volátiles de mezclas acuosas a través de una membrana. Se alimenta una mezcla líquida a un lado de la membrana y el producto permeado se remueve al otro lado como un vapor a baja presión.

La operación se inicia alimentando etanol del 94% peso, obtenido de una torre de destilación, al primer módulo de pervaporación a través de una bomba a una velocidad de flujo determinada. El sistema cuenta con nueve módulos que están agrupados en cuatro etapas, cada una de las cuales tiene un intercambiador de calor que lleva la solución de etanol hasta una temperatura de 60°C antes de entrar a los módulos. Las primeras dos etapas están constituidas por dos módulos cada una; allí se recircula una buena parte del etanol con el fin de evitar el enfriamiento de la solución de alimento, que provoca una baja eficiencia de permeación. La recirculación obliga a que las dos primeras etapas operen sus módulos en paralelo para poder recibir los elevados flujos que se generan. Las etapas tres y cuatro tienen módulos operando en serie, debido a que los flujos son más bajos y se aproximan al flujo de alimentación.

El sistema tiene además dos líneas de vacío (de 5 torr y 1 torr) para aumentar la eficiencia de la permeación. El agua se retira en forma gaseosa a través de un condensador que opera entre 5 y 7°C. La presión de vacío se regula por una bomba de succión de agua a 30 torr.

3.2.1.3 Destilación

Método costoso, pero muy utilizado en la industria. Los procesos de destilación convencionales requieren normalmente de tres etapas:

1. Destilación del etanol acuoso diluido para remover la mayor cantidad de agua de la mezcla.
2. Destilación azeotrópica o extractiva usando un tercer componente que permita obtener alcohol etílico de alta pureza.
3. Destilación para recuperar el solvente extractivo y poder recircularlo.

Mediante una única destilación simple es imposible solucionar el problema de azeotropía que tiene la mezcla etanol-agua, por lo cual, se proponen diferentes alternativas para eliminar o desplazar el azeótropo.

Destilación salina

Esta clase de destilación se basa en el agregado de sales en la solución líquida que contiene los solventes (agua y etanol). Las sales más comúnmente utilizadas son: cloruro de sodio (NaCl), cloruro de potasio (KCl), yoduro de potasio (KI), cloruro de calcio (CaCl_2) y acetato de potasio ($\text{C}_2\text{H}_3\text{O}_2\text{K}$), las cuales, presentes en pequeñas concentraciones en la solución agua-etanol, pueden desplazar el azeótropo con relativa facilidad.

Estudios teóricos y experimentales han demostrado que la mejor etapa de alimentación de la sal a la columna de destilación salina es lo más cercano posible a la cima de la misma, inclusive, algunos autores han reportado que el punto óptimo de alimentación es el vaso de reflujo de la columna, logrando con esto, que la sal arrastre el agua que sale con el etanol a condiciones azeotrópicas. La dificultad que surge al trabajar con electrolitos, son los modelos termodinámicos que se deben utilizar, ya que la presencia de los mismos influye sobre el coeficiente de actividad de los componentes en la solución. Además, modifican la presión de saturación y el coeficiente de fugacidad, útiles a la hora del cálculo del equilibrio de fases.

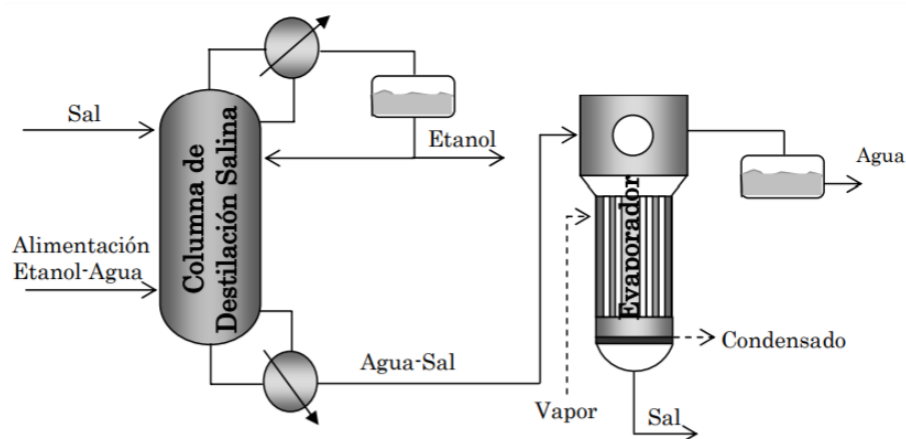


Figura 3.1 - Destilación salina.

Fuente: López Jiménez, J. A. & Lozada Salgado, H. (2007).

Las principales ventajas son: la disminución del número de equipos requeridos para la destilación, ya que con una sola columna se puede reconcentrar el alcohol proveniente de la fermentación; la operación requiere de pequeñas cantidades de agente salino; el

producto obtenido está totalmente libre del electrolito, debido a la baja volatilidad de éste; se requieren bajos costos energéticos y de equipos. Pero el proceso también tiene sus desventajas: la recuperación de la sal sólida del agua, la cual está disuelta; corrosión en los equipos de recuperación de la sal para su posterior recirculación a la torre.

Destilación al vacío

El sistema consta de dos columnas consecutivas: por la columna 1 se alimenta la solución diluida para llevarla hasta una composición cercana a la azeotrópica y luego ésta solución se lleva a la columna 2, en donde se hace vacío para deshidratar el etanol y obtener una composición por encima del 99% en volumen. Debido a que el azeótropo desaparece a una presión por debajo de los 11,5 kPa (0.11 atm) surge la posibilidad de una destilación al vacío, pero no es económicamente factible, debido a que requiere una gran cantidad de etapas (por encima de 60) y un alto reflujo. Por esta razón, se requiere de elevados consumos energéticos y de columnas con diámetros excesivos.

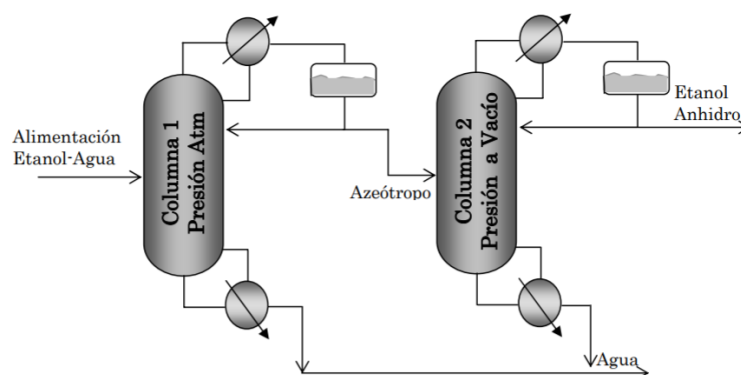


Figura 3.2 - Destilación al vacío.

Fuente: Lopez Jimenez, J. A. & Lozada Salgado, H. (2007).

Destilación azeotrópica

En la destilación azeotrópica se añade un arrastrador con el fin de separar un componente que se combinará con el agente de separación, para formar un azeótropo de temperatura de ebullición mínima y que se recupera entonces como destilado, es decir, se presentará la formación de un nuevo azeótropo.

La deshidratación de etanol por destilación azeotrópica consta de tres columnas: la primera columna se utiliza para concentrar la solución alcohólica hasta un punto cercano al azeotrópico.

En la segunda columna, se alimenta en la parte superior un agente de separación (benceno, pentano, dietil éter, etc.) obteniéndose una mezcla ternaria azeotrópica que sale por arriba y se obtiene alcohol anhidro como producto en el fondo.

Los vapores que salen por arriba se condensan y se llevan a un separador (decantador), en donde se separan dos capas líquidas. La capa superior, rica en el agente de separación, se devuelve como reflujo, y la capa inferior (fase acuosa) se alimenta a una tercera columna para retirar el solvente y devolverlo a la columna 2.

Este agente arrastrador se recircula en forma continua, y solamente es necesario añadir solvente para cubrir las pérdidas. El agente extractor, se emplea una vez tras otra, con una pérdida que no debe ser mayor de 0.5% del volumen del alcohol anhidro producido.

El agente de separación se selecciona con criterios económicos, toxicidad, eficiencia en la separación y conservación de energía. Entre los arrastradores que se utilizan más comúnmente se encuentran el benceno, el tolueno y el ciclohexano.

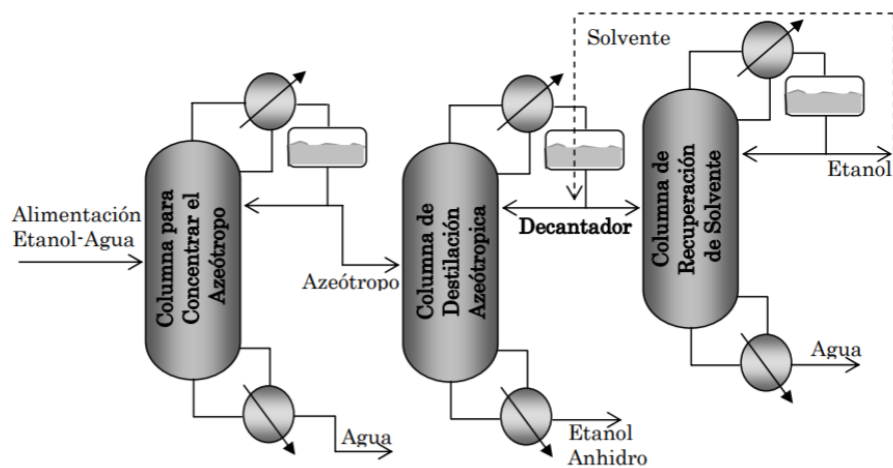


Figura 3.3 - Destilación azeotrópica.

Fuente: Lopez Jimenez, J. A. & Lozada Salgado, H. (2007).

Destilación extractiva

En la destilación extractiva, se añade un solvente, generalmente cerca de la cabeza de la columna, con el fin de incrementar la volatilidad relativa entre los componentes a separar, sin la formación adicional de azeótropos. El solvente es generalmente una sustancia relativamente polar de elevada temperatura de ebullición y que se concentra en el fondo de la columna. Los solventes más utilizados en la destilación extractiva del etanol son los glicoles, el glicerol y la gasolina.

Al igual que la destilación azeotrópica, éste proceso alternativo de deshidratación de etanol, utiliza tres columnas: dos columnas de separación de etanol y un sistema de regeneración del solvente.

La columna 1 sirve para llevar el etanol diluido hasta una composición mayor, evitando llegar al punto azeotrópico. La mezcla se ingresa luego en un plato intermedio de la columna 2. El solvente es alimentado en esta segunda columna en una de las etapas superiores para aumentar la volatilidad relativa del etanol. Como producto destilado de esta columna se obtiene etanol anhidro y en los fondos se recolecta una mezcla de solvente y agua, la cual se alimenta a la columna 3 para recuperar el solvente por los fondos y devolverlo a la columna 2.

La recuperación del etanol por estos métodos implica aproximadamente el consumo de entre 50 y 80% de la energía total requerida en el proceso de fabricación de etanol vía fermentativa²⁰.

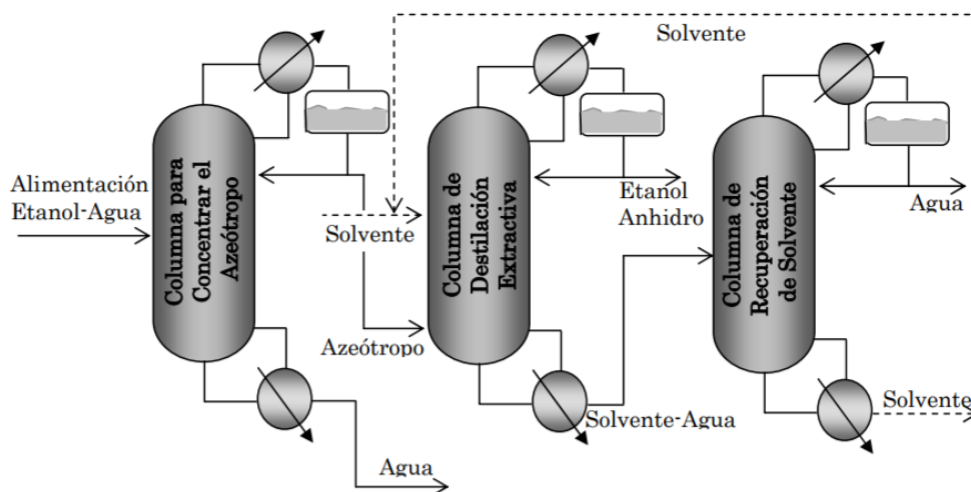


Figura 3.4 - Destilación extractiva.

²⁰ Quintero, J.A. et al. Evaluación de la deshidratación de alcohol carburante mediante simulación de procesos. (2007)

Fuente: Lopez Jimenez, J. A. & Lozada Salgado, H. (2007).

3.2.3 Comparación y elección de los métodos de separación

Se comparan los métodos antes mencionados para elegir la mejor opción para realizar la separación etanol- agua.

No se decide no utilizar tamices moleculares ya que la cantidad de agua a remover debe ser baja, y en nuestro caso la cantidad de agua es elevada, entonces para poder utilizar los tamices se requerirá una acción previa para bajar dicho nivel de agua.

En cuanto a la separación por membranas su uso es muy costoso, tiene problemas de ensuciamiento y una vida útil corta, además la membrana retiene organismos que generan residuos contaminados que requieren un tratamiento complementario.

Comparando los distintos tipos de destilación, es cierto que la adición de una sustancia extraña a un proceso, como un arrastrador o disolvente, no es deseable. Puesto que nunca puede eliminarse completamente, dicha sustancia agrega una impureza inesperada a los productos.

Sin embargo, la destilación extractiva se considera más deseable que la destilación azeotrópica ya que se tiene una elección más amplia de componentes adicionados debido a que el proceso no depende de la formación accidental de un azeótropo. Además, se deben volatilizar cantidades menores de disolvente con el consecuente ahorro energético.

La destilación extractiva, posee bajos costos de energía para su operación, inversión inicial y manejo²¹. Se considera entonces que la mejor opción para realizar la separación de la mezcla azeotrópica es la destilación extractiva, pero la eficiencia del proceso depende de la elección del solvente.

A continuación se analiza cuál es el mejor solvente a utilizar. Las cualidades de un disolvente para la destilación extractiva son:

- Alta selectividad, o habilidad para alterar de tal modo el equilibrio vapor-líquido de la mezcla original que permita su fácil separación pero que utilice pequeñas cantidades de disolvente.
- Elevada capacidad para disolver a los componentes de la mezcla que van a separarse.

²¹ Meirelles, A. 1992; Gil, I. 2006

- Baja volatilidad, con el fin de prevenir la evaporación del disolvente con el producto principal y de mantener una concentración elevada en la fase líquida.
- Separabilidad. El disolvente debe poder separarse con facilidad de la mezcla en la cual se adiciona, no debe formar azeótropos con las sustancias adicionales.
- Se debe considerar también la seguridad del solvente, los efectos ambientales que podría generar²².
- Se tienen en cuenta consideraciones de costo, disponibilidad, toxicidad, carácter corrosivo, estabilidad química, punto de congelamiento y viscosidad.

Los agentes de separación más utilizados para separar el azeótropo entre etanol y agua son los glicoles, como el etilenglicol; también están las aminas, fenoles hidrofóbicos, parafinas y tiofenos²³. Los glicoles, además de eliminar el azeótropo, modifican el equilibrio líquido-vapor en la zona rica en etanol, lo que aumenta la eficiencia de la separación en la columna.

El uso del propilenglicol, por ejemplo, es efectivo pero requiere altas presiones, posee un punto de ebullición de 133°C y de inflamación de 40°C, mientras que con etilenglicol la proporción del solvente en el alimento es demasiado alta, normalmente 5:1, lo que incrementa el consumo energético. Reducir la cantidad de etilenglicol equivale a disminuir riesgos de irritación de ojos, nariz y garganta, daños a los riñones y al cerebro; además esta sustancia debe tratarse como un teratógeno, es decir, un agente ambiental que causa anomalías morfológicas cuando hay exposición entre la tercera y la novena semana de gestación, por otra parte, éste es un líquido combustible cuyo punto de inflamabilidad es 111°C y al incendiarse produce gases venenosos.²⁴

El glicerol (propan 1,2,3-triol o glicerina) es miscible en agua a todas las concentraciones y al tener una temperatura de ebullición elevada con respecto al agua y al etanol, no existirá formación de azeótropo ternario. Se trata de un compuesto que no es tóxico ni irritante, es biodegradable y reciclable.

²² Kossack S 2008

²³ Lee, F. y Pahl, R. 1985; Meirelles, A. et al 1992; Gil, I. 2006; Gil, I. 2012

²⁴ Ríos, L. & Marín, J. (2010).

3.3 Modelos termodinámicos

Las simulaciones de un proceso requieren disponer del valor de las propiedades fisicoquímicas y termodinámicas de las mezclas de compuestos que circulan entre los distintos equipos de la planta. Para esto debemos hacer uso de técnicas de predicción que permitan estimar esos valores.

La adecuada selección de estas técnicas será crucial para considerar el comportamiento de los compuestos y sus mezclas. En particular el equilibrio líquido vapor, desde el punto de vista molecular para un cálculo preciso de los equipos y corrientes de la planta simulada.

El simulador utilizado para el diseño de los sistemas de separación es el UniSim Design R390. Dado que el mismo requiere introducir un paquete termodinámico para iniciar la simulación, se deben poseer criterios y métodos generales para elegir el modelo adecuado según el sistema químico y las condiciones termodinámicas.

Carlson ha propuesto una guía para la selección de los paquetes de propiedades según el tipo de compuestos y las condiciones operativas.

Un esquema simplificado del método de Carlson es el siguiente:

- 1.- Si los compuestos son no polares ir a 4.
- 2.- Si los compuestos son polares no electrolitos ir a 5.
- 3.- Con electrolitos, usar un paquete específico.
- 4.- No polares:
 - a) Si la totalidad de los componentes no son hipotéticos, usar PR, SRK, Lee-Kesler-Plöcker. Si no:
 - b) Si la presión de la mezcla de componentes reales y pseudocomponentes es
 - Superior a 1 atm usar CHAO-SEADER, GRAYSON.
 - Menor a 1 atm usar IDEAL.
5. Polares no electrolitos
 - a) Si la presión es inferior a 10 bar

I. Si se dispone de parámetros de interacción (en la base de datos o suministrados por el usuario).

i. Si se prevé que el equilibrio será líquido-líquido usar: NRTL o UNIQUAC.

ii. Si se prevé que el equilibrio será líquido-vapor usar: WILSON, NRTL o UNIQUAC.

II. No se dispone de parámetros de interacción

i. Si el equilibrio es líquido-líquido, usar UNIFAC LLE.

ii. Si el equilibrio no es líquido-líquido, usar UNIFAC.

b) Si la presión es superior a 10 bar

I. Si se dispone de parámetros de interacción usar métodos correlativos.

II. Si no se dispone de parámetros de interacción usar métodos predictivos, como PSRK, PR o RKS con MHV2.

Los modelos termodinámicos en fase líquida, también conocidos como modelos de coeficientes de actividad, dan una expresión para la energía libre de la mezcla líquida. Los mismos deben ir acompañados de una ecuación de estado para la fase vapor.

3.3.1 Desviación de la idealidad

El equilibrio termodinámico entre las fases vapor y líquida de un sistema multicomponente requiere tres condiciones:

- Equilibrio térmico, para lo cual la temperatura debe ser igual en ambas fases;
- Equilibrio mecánico, que implica igualdad de la presión en ambas fases y
- Equilibrio químico, que exige la igualdad de la fugacidad en la mezcla de cada componente en cada fase.

Para contemplar las desviaciones de la idealidad en la fase gaseosa, se introduce en el coeficiente de fugacidad y en la fase líquida el coeficiente de actividad. Los coeficientes de fugacidad se calculan a partir de ecuaciones de estado.

3.3.2 Ecuaciones de Estado

A continuación se presentan las principales características y usos de las ecuaciones de estado del simulador UNISIM:

1) Soave-Redlich-Kwong (SRK) y variantes

La ecuación SRK original puede usarse para hidrocarburos y gases livianos a presión atmosférica o superior. Los valores obtenidos para distintas propiedades termodinámicas son razonablemente precisos para su uso ingenieril, por lo que goza de una amplia aceptación en el campo de la simulación de procesos.

2) Peng-Robinson (PR) y variantes

-Peng-Robinson Stryjek-Vera (PRSV): la ecuación de estado extiende el rango de aplicación de la ecuación original a sistemas altamente no ideales, dando resultados similares a los obtenidos con las ecuaciones de Wilson, NRTL o UNIQUAC.

Esta ecuación tiene un buen comportamiento a bajas presiones. Posee, además, un conjunto limitado de parámetros de interacción con compuestos no hidrocarbonados.

-Sour PR: combina la ecuación Peng-Robinson y el método API-Sour de Wilson para manejar sistemas ácidos acuosos. Para el cálculo de las fugacidades y entalpías de las fases líquido y vapor en hidrocarburos usa la ecuación de Peng-Robinson. Los valores de las constantes de equilibrio para la fase acuosa se calculan con el método API-Sour de Wilson.

3) Ecuación Lee-Kesler-Plöcker

La ecuación Lee-Kesler-Plöcker deriva de ecuación de Lee-Kesler y es un método general exacto para mezclas y sustancias no polares.

3.3.3 Modelos de coeficientes de actividad

Los modelos de coeficiente de actividad son, comparados con las ecuaciones de estado, de una naturaleza más empírica, y por lo tanto, no pueden ser usadas con seguridad en generalizaciones o extrapolaciones a condiciones no probadas.

Los modelos sólo realizan los cálculos de la fase líquida, por lo que debe especificarse el método a usar para calcular la fase vapor.

Al seleccionarlos deben realizarse una serie de especificaciones, fundamentalmente, el método de manejo de la fase vapor.

Para todos, con exclusión de Margules y van Laar, esa elección se restringe a las opciones siguientes:

a) Ideal, se aplica en casos donde se opera a presiones bajas o moderadas y donde, en la fase vapor, existe poca interacción molecular entre los compuestos. Es la opción por defecto.

b) RK puede aplicarse a todos los gases.

c) Virial, modela con buenos resultados las fugacidades de la fase vapor de sistemas con fuertes interacciones en dicha fase. Esto ocurre cuando están presentes ácidos carboxílicos u otros compuestos que tienen tendencia a formar enlaces de hidrógeno estables.

d-e) PR y SRK que se usan en todas las situaciones ya vistas.

Otra elección es la temperatura que será usada para estimar los parámetros de interacción del método UNIFAC. Hay un valor por defecto, pero, para obtener mejores resultados conviene seleccionar la temperatura más cercana a las condiciones de operación.

Los modelos de coeficientes de actividad disponibles son:

-Modelo Chien-Null (CN): método empírico que permite combinar distintos métodos para tratar mezclas multicomponentes. El usuario, al elegir el modelo CN, puede seleccionar los modelos de coeficientes de actividad que considere mejores para representar el comportamiento de los distintos conjuntos binarios que se pueden formar a partir de la mezcla multicomponente. Así, por ejemplo, se puede escoger NRTL para un par, Margules, para otro, etc. Los valores de los coeficientes de interacción pueden ser estimados por el programa o introducidos por el usuario.

-Ecuación Van Laar: de naturaleza empírica y puede usarse en sistemas que presentan desviaciones positivas o negativas de la Ley de Raoult. Sin embargo, no puede predecir

máximos o mínimos en los coeficientes de actividad y por lo tanto, generalmente realiza estimaciones pobres en sistemas con hidrocarburos halogenados y alcoholes.

Además, tiene tendencia a predecir dos fases líquidas cuando, en realidad, no existen, aunque puede representar el comportamiento de mezclas con miscibilidad limitada así como tres fases de equilibrio.

-Margules: Puede usarse para modelar el ELV y el ELL. La ecuación no tiene fundamentos teóricos pero es útil para estimaciones rápidas e interpolación de datos.

-Ecuación de Wilson: Aunque esta ecuación es más compleja y requiere más tiempo para los cálculos que las ecuaciones de Margules y de Van Laar, puede representar satisfactoriamente casi todas las soluciones líquidas no ideales, con mezclas de compuestos polares y no polares, excepto electrolitos y soluciones que presentan una limitada miscibilidad (ELL o ELLV).

-NRTL: el modelo elimina las limitaciones de Wilson para predecir el ELL, aunque tiene tendencia a establecer falsas separaciones de fases. Es capaz de representar el comportamiento de los equilibrios LV, LL y LLV.

En general es más preciso que Wilson y superior a otros modelos en sistemas agua/compuestos orgánicos. La extensión a mezclas multicomponentes es directa.

Ofrece poca ventaja sobre la ecuación de Wilson para sistemas que son completamente miscibles.

Es consistente termodinámicamente y puede aplicarse a sistemas ternarios y de orden superior usando parámetros obtenidos por regresión de datos de equilibrio binario.

Tiene una precisión comparable a la ecuación de Wilson. Para el ELV combina las ventajas de las ecuaciones de Wilson y Van Laar y, como esta última, no es extremadamente intensiva en el tiempo calculado. A diferencia de Van Laar, puede usarse en sistemas diluidos y en mezclas de hidrocarburos y alcoholes, aunque, para estas últimas, no resulta tan satisfactoria como la ecuación de Wilson.

Permite modelar sistemas donde existe un amplio rango de puntos de ebullición o composición entre componentes, o donde se requiere resolver simultáneamente equilibrios LV y LL.

-UNQUAC (UNIVERSAL QUASI-Chemical): El modelo fue desarrollado después del NRTL, tiene las mismas características básicas pero requiere un menor volumen de datos de parámetros de interacción que NRTL. Es capaz de predecir el equilibrio LV, LL y LLV.

Se ha usado con éxito para predecir el equilibrio de sistemas altamente no ideales, por ejemplo, aquellos que contienen moléculas de diferentes tamaños y formas, como los polímeros.

Puede aplicarse a mezclas que contienen agua, hidrocarburos, hidrocarburos halogenados, alcoholes, nitrilos, aminas, ésteres, cetonas y aldehídos. Los parámetros experimentales encontrados exhiben una escasa dependencia con la temperatura, lo cual favorece la extrapolación del método.

-UNIFAC: realiza los cálculos de ELV cuando se carece de datos experimentales, con buenas estimaciones en aplicaciones industrialmente importantes. No obstante, no es un reemplazo para los datos experimentales, y nunca debe tratarse como tal. Es útil para realizar estudios preliminares pero, para un diseño riguroso, los resultados deben ser revisados a partir de datos experimentales.

-Tratamiento de no condensables: realiza mediante la ley de Henry, aunque ésta no está disponible para su elección como un método de propiedades termodinámicas. El simulador la utiliza automáticamente cuando en la mezcla están presentes los compuestos no condensables metano, etano, etileno, acetileno, Hidrógeno, Helio, Argón, Nitrógeno, Oxígeno, NO, H₂S, CO₂ y CO. La ley de Henry extendida también se usa para modelar las interacciones entre un solvente y un soluto diluido en él.

3.3.4 Elección del modelo termodinámico

Teniendo en cuenta nuestros componentes, se opta por realizar la simulación comparando los modelos de actividad NRTL (capaz de representar el comportamiento de los equilibrios LV, LL y LLV) y UNQUAC (requiere una menor cantidad de datos de parámetros de interacción que NRTL. Es capaz de predecir el equilibrio LV, LL y LLV.) Se ha usado con éxito para predecir el equilibrio de sistemas altamente no ideales, por ejemplo, aquellos que contienen moléculas de diferentes tamaños y formas, como los polímeros.

Para ambos modelos, se estimaron los coeficientes binarios desconocidos con UNIFAC, que si bien da buenas estimaciones para componentes muy usados en la industria, se debe corroborar los coeficientes predichos con datos experimentales.

Coeficientes de actividad con NRTL (ideal):

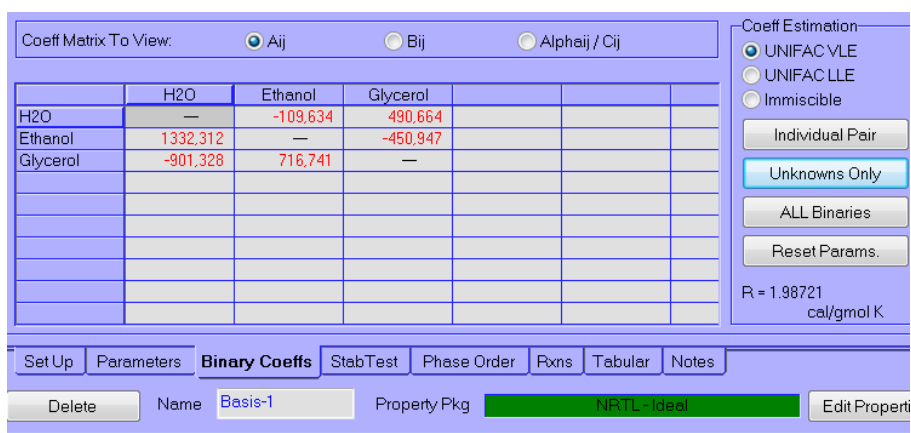


Figura 3.5 – Coeficientes Binarios NRTL.

Coeficientes de actividad con UNIQUAC (Ideal):



Figura 3.6 – Coeficientes Binarios UNIQUAC (ideal).

Las predicciones de los modelos de actividad son muy dispares. Consultando con bibliografía (Ravagnani, M.A.S.S. et al 2010, Gil, I. D., et al 2012, Segovia-Hernandez, J. G. et al 2014) el modelo más utilizado y que experimentalmente mejor ajusta los datos es el NRTL y se ha observado que los valores obtenidos mediante UNIFAC son los más cercanos a los valores empíricos de los distintos informes científicos consultados. Por tal

motivo, se estudian los equilibrios de fases en el simulador UNISIM Thermo Workbench, del modelo termodinámico NRTL.

3.4. Análisis de equilibrios y sistemas de separación

En el siguiente gráfico se visualiza el azeótropo formado por el etanol con el agua.

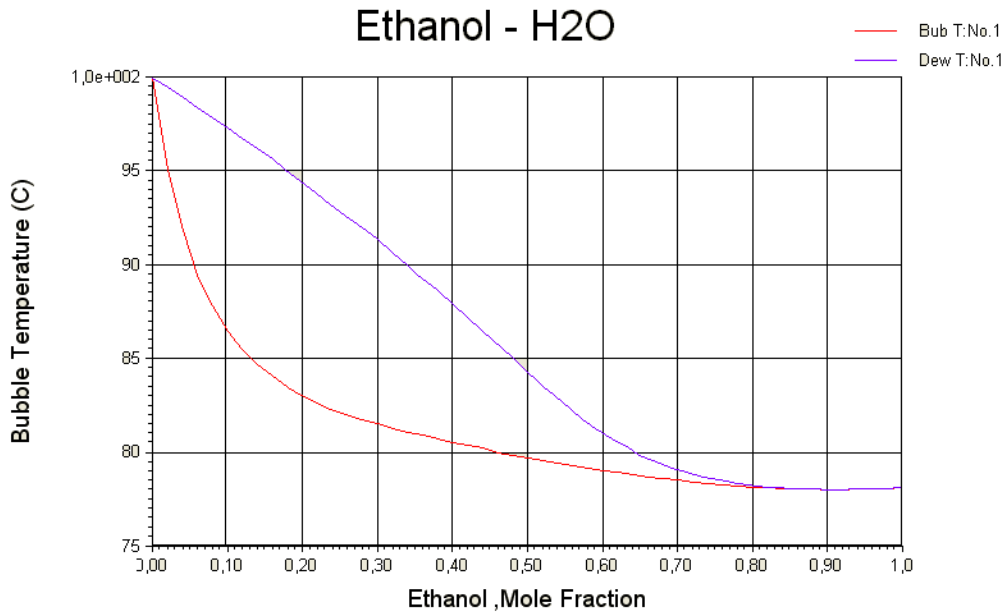


Figura A.

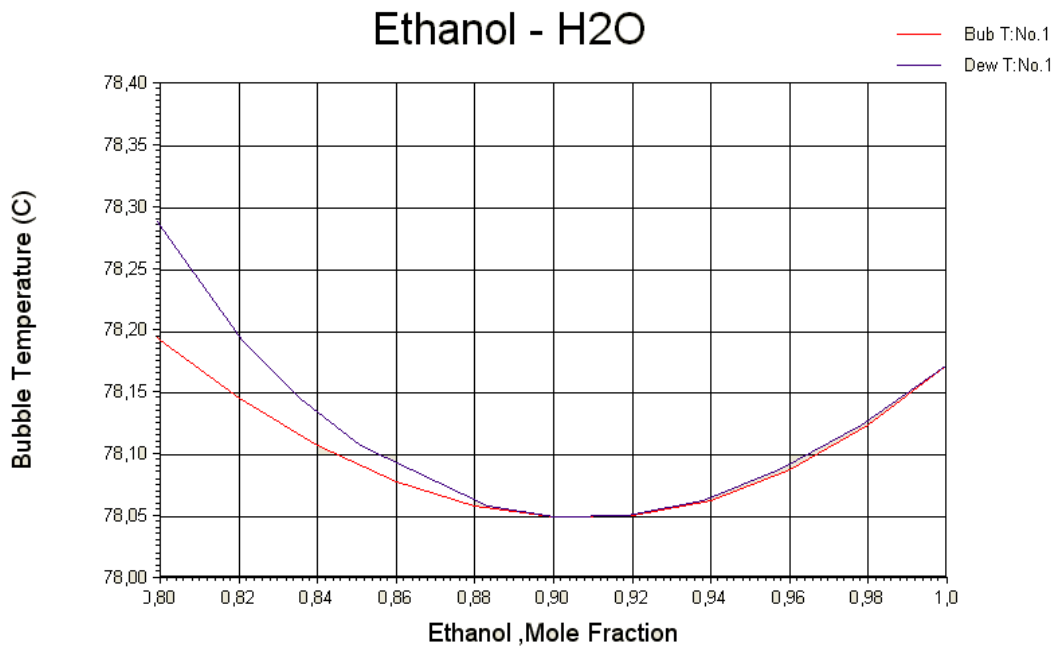
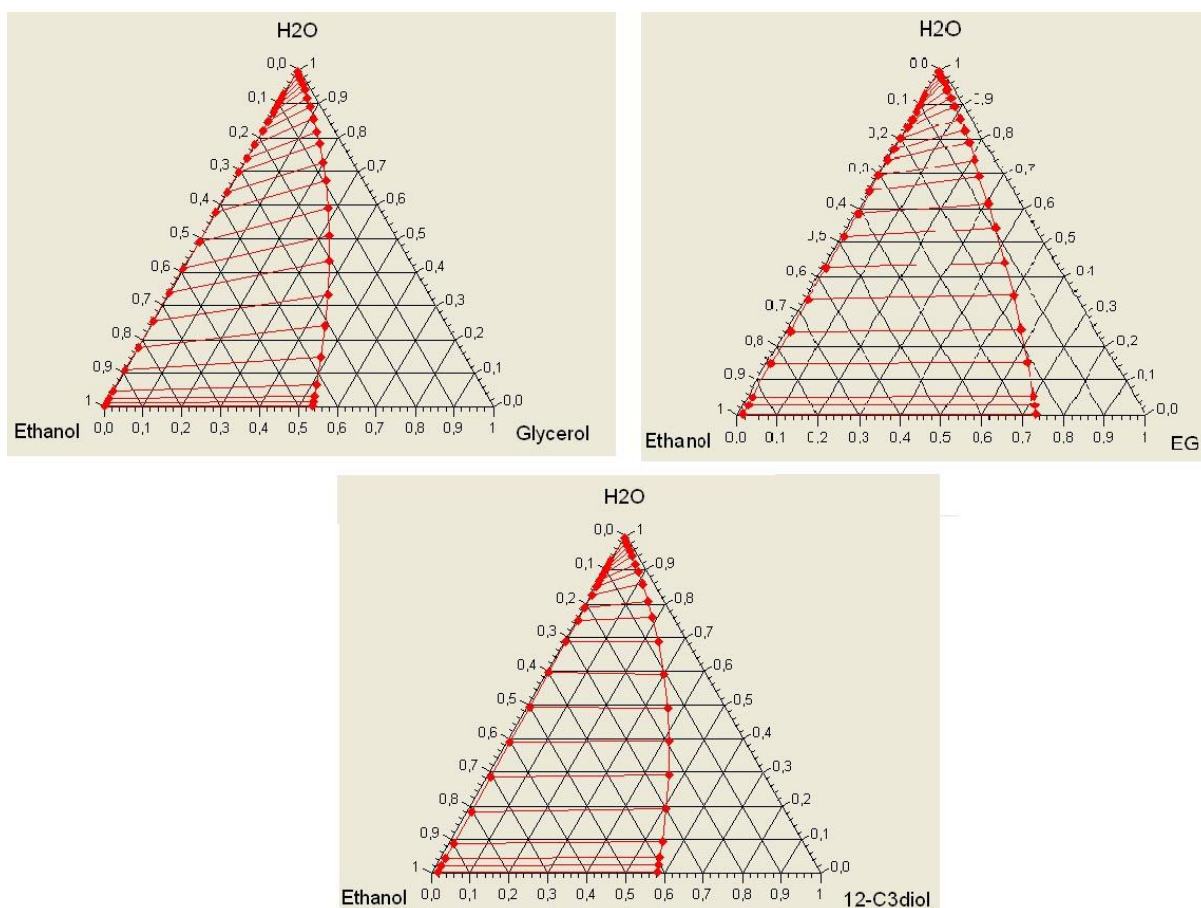


Figura B.

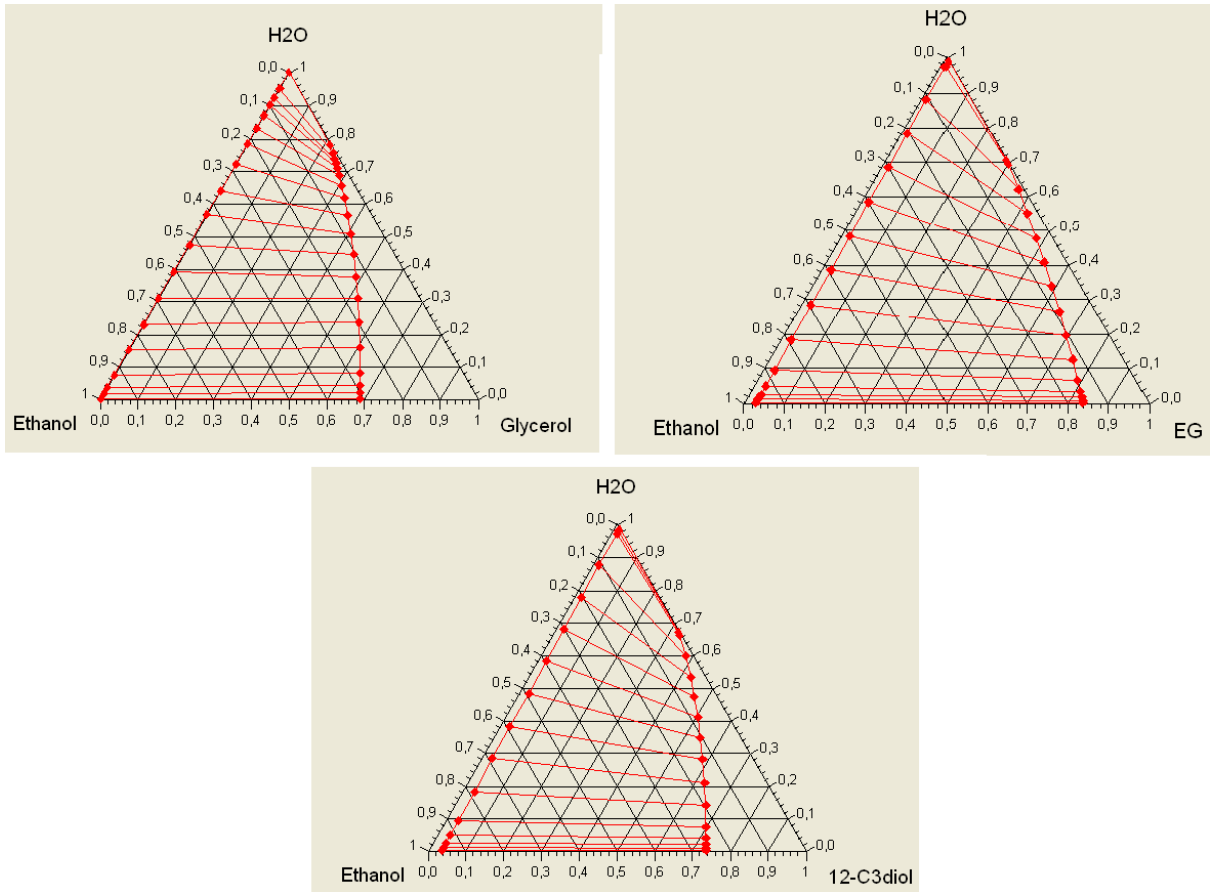
Figuras 3.7 - Figura A: Curva de equilibrio Txy Etanol- Agua a presión de 1 atmósfera. Figura B: Acercamiento al punto azeotrópico Etanol - Agua.

Dependiendo de las temperaturas de trabajo, se observa que las soluciones diluidas de etanol-agua pueden rectificarse continuamente hasta composiciones molares de 90% de etanol, a presión atmosférica, sin alcanzar la composición del azeótropo de punto de ebullición mínimo en el sistema binario.

Para la obtención de etanol con la calidad requerida para su uso, superior al 98%, se estudian distintos equilibrios ternarios, con los solventes más utilizados en la industria, mencionados anteriormente.



Figuras 3.8 - Arriba Izquierda: Ternario Agua-Etanol-Glicerol a 98°C. Arriba Derecha: Ternario Agua-Etanol-Etilenglicol a 98°C. Abajo Centro: Ternario Agua-Etanol-Propilenglicol a 98°C.



Figuras 3.9 - Arriba Izq: Ternario Agua-Etanol-Glicerol a 110°C. Arriba Der: Ternario Agua-Etanol-Etilenglicol 110°C. Abajo Centro: Ternario Agua-Etanol-Propilenglicol 110°C.

Para temperaturas superiores a los 100°C, los solventes etilen glicol y propilen glicol, forman una mezcla etanol agua imposible de separar aunque se agregue el máximo caudal de solvente.

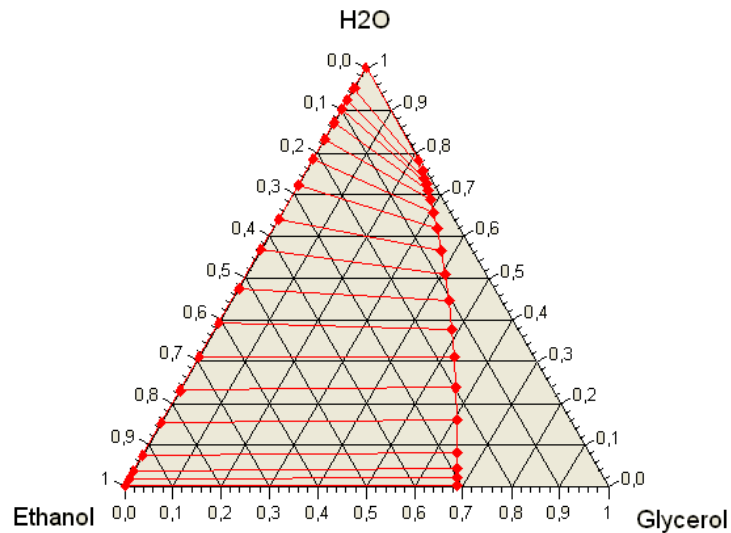


Figura A.

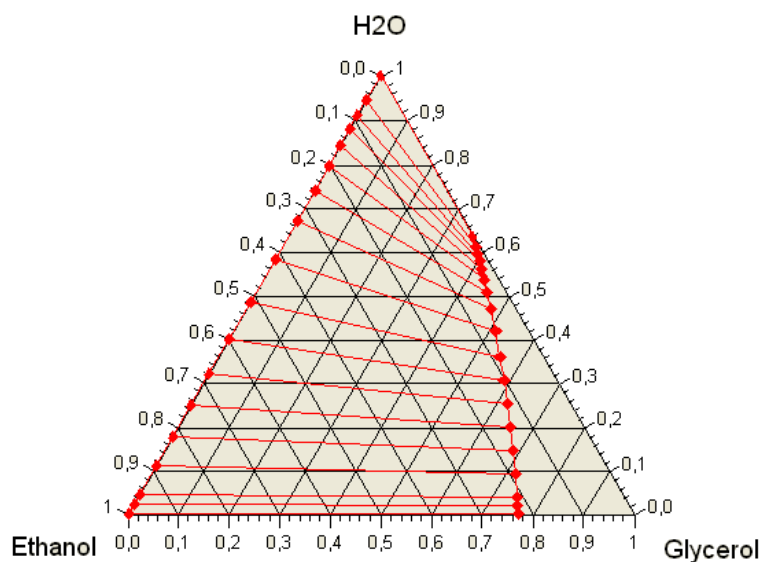


Figura B.

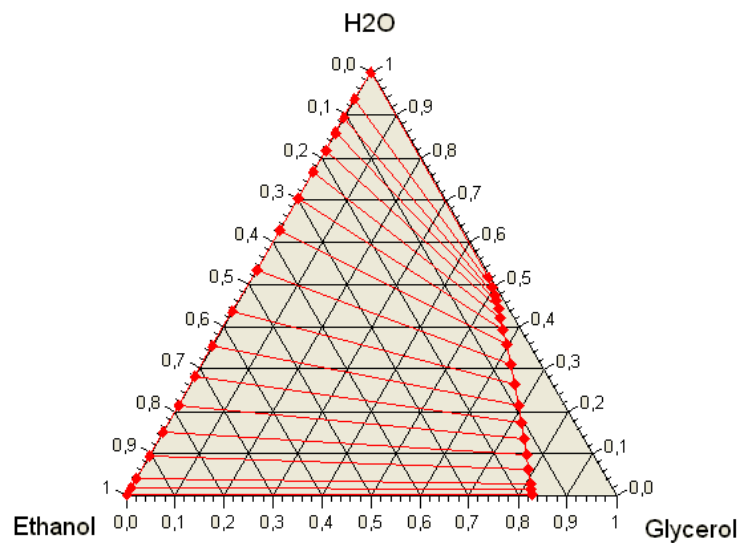


Figura C.

Figuras 3.10 - Figura A: Ternario Agua-Etanol-Glicerol a temperatura 110 °C.

Figura B: Ternario Agua-Etanol-Glicerol a temperatura 120 °C.

Figura C: Ternario Agua-Etanol-Glicerol a temperatura 130 °C.

Se observa que al aumentar la temperatura, la posibilidad de obtener etanol de mayor pureza se vuelve factible. Las líneas de equilibrio inferiores alcanzan mayores composiciones de etanol y además, se utiliza menor caudal de solvente. A partir de los 130 °C, las curvas de equilibrio presentan una tendencia que se revierte paulatinamente, es decir, el uso de un menor porcentaje de solvente no posibilita una buena extracción.

Según los resultados obtenidos se elige llevar a cabo el proceso extractivo utilizando glicerol como solvente. Se detalla en el capítulo 6 las características propias y las condiciones de trabajo utilizadas en el sistema de destilación.

3.5 Bibliografía

- Apunte de cátedra Transferencia de Masa. *Paquetes disponibles en UniSim Design R390* (2016.)
- Baquero Franco, J. *La industria del azúcar de remolacha*.
Disponible en:
http://www.innovacion.gob.sv/inventa/attachments/article/2281/hd_1987_08.pdf
- Brow, C. A. A. Handbook of Sugar Analysis. John Wiley & Sons, Inc., Nueva York, (1912) 649. Colina Irezabal, Ma. L. *Filtración por membrana*. Disponible en:
http://sgpwe.izt.uam.mx/files/users/uami/mlci/filtracion_por_membrana.pdf
- Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT). *Ficha de seguridad: Etilen glicol*. Disponible en:
<http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ/Ficheros/201a300/nspn0270.pdf>
- Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT). *Ficha de seguridad: Glicerol*. Disponible en:
<http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ/Ficheros/601a700/nspn0624.pdf>
- Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT). *Ficha de seguridad: Propilenglicol*. Disponible en:
[http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ.Ficheros/1527a1581/1573.pdf](http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ/Ficheros/1527a1581/1573.pdf)
- Gil, I. D., et al. Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer. *Computers and Chemical Engineering* (2012); 39: 129– 142.
- Lopez Jimenez, J. A. & Lozada Salgado, H. *Obtención de etanol anhidro a partir de un proceso de destilación con adición de electrolitos*. Universidad Nacional de Colombia, Caldas, Colombia. (2005).
- Quintero, J.A. et al. *Evaluación de la deshidratación de alcohol carburante mediante simulación de procesos*. (2007).
- Ravagnani, M.A.S.S. et al. *Anhydrous ethanol production by extractive distillation: A solvent case study*. *Process Safety and Environmental Protection* (2010); 88: 67–73.
- Recepción y tratamiento de la remolacha.
Disponible en:
<http://www.acor.es/Acor/Actividades/Remolacha/Az%FAcar/La%20extracci%F3n>

- Ríos, L. & Marín, J. *Equilibrio de fases para sistemas etanol- agua en presencia de poliancoholes y sales*. Revista DYNA (2010), Volumen 78, Número 165,150-159.
- Robert E. Treybal, *Operaciones de Transferencia de Masa*, segunda edición, ed. McGraw-Hil.
- Ross Ruiz, F. A. & Mera Bardales, D. G. Tesis: *Simulación de la deshidratación de bioetanol azeotrópico de la planta piloto de alcohol de la FIQUNAP, mediante la plataforma de CHEMCAD V.6.2*. Universidad Nacional de la Amazonia Peruana. Iquitos, Peru. (2014)
- Segovia-Hernandez, J. G. et al. *Process control analysis for intensified bioethanol separation systems*. Chemical Engineering and Processing (2014); 75:119– 125.

4. Diagrama de flujo y balances globales de la planta

4.1 Capacidad de producción

Se planea el diseño de una planta de producción de bioetanol, a partir de remolacha azucarera. La producción elegida corresponde a 150.000 m³/año. Esta capacidad se define en función del estudio de mercado y considerando las propuestas políticas de incrementar el porcentaje de bioetanol en los combustibles fósiles. También se tienen en cuenta factores como la disponibilidad de materia prima y el capital de inversión.

Para lograr dicha producción anual, es importante tener en cuenta la efectividad general del proceso. Para ello, se estudian tres aspectos principales que afectan la capacidad de producción.

El primero es la disponibilidad, entendiendo este factor como las horas de trabajo neto para operar, respecto de las horas disponibles, teniendo en cuenta las paradas de mantenimiento programadas, paradas de mantenimiento imprevistas y factores externos como por ejemplo cortes de energía eléctrica entre otros.

El segundo aspecto a tener en cuenta es el porcentaje de producto conforme (Right First Time), definido como la producción considerada dentro de especificaciones predefinidas, respecto de la totalidad producida. Este aspecto depende de la calidad de la materia prima, desvíos de procesos, fallas en equipos, entre otros.

El tercer aspecto es la performance, referida a la capacidad de producción respecto de la capacidad estándar. Los factores que la afectan son: disponibilidad de materia prima, desvío de proceso, fallas en equipos, capacitación, limitaciones externas, entre otros. Por lo tanto la efectividad global del proceso (EGP) se estima como:

$$EGP = (\text{Disponibilidad}) \cdot (\text{Porcentaje de producción conforme}) \cdot (\text{Performance}) \quad ^{25}$$

$$EGP = 95\% \cdot 99\% \cdot 85\% = 80\%$$

²⁵ Apunte de cátedra. *Diagrama de flujo y balances globales de la planta*. 2018.

Para lograr alcanzar la producción de 150.000 m³/año, se afecta dicha producción por el EGP.

Por lo tanto, los cálculos y balances que siguen a continuación están dados para una producción de 187.500 m³/año aproximadamente.

Debido a que la cosecha de remolacha no es continua durante el año, y la misma no se puede almacenar por más de un día porque se deshidrata, se propone trabajar la planta en los meses que se disponga de la materia prima en forma continua. La planta se encuentra ubicada en la provincia de San Juan, y su clima proporciona remolacha durante 10 meses del año.

Entonces, la planta se encuentra funcionando 300 días al año, las 24 horas del día. Para cumplir con la producción deseada de etanol, es necesario producir 26.041,67 litros/hora del mismo.

4.2 Estructura general del diagrama de flujo

Para diseñar la planta es necesario conocer las etapas y las respectivas las corrientes del sistema. A partir de las mismas, es posible plantear los balances de masa y calcular los caudales preliminares que se utilizan como valores semilla para futuras simulaciones.

Diagrama en bloques simplificado:

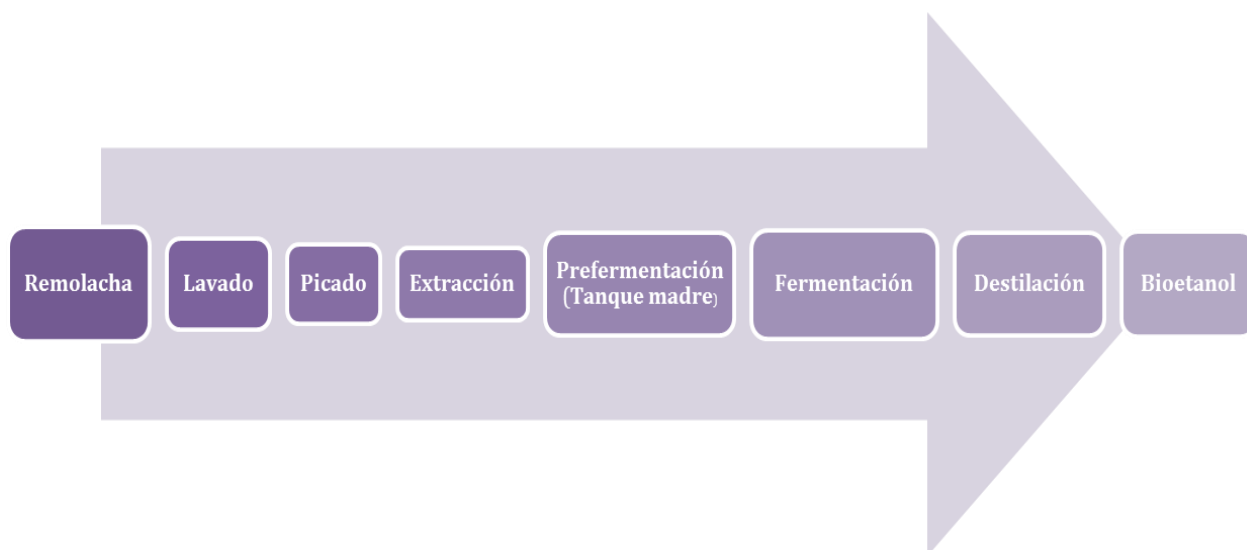


Figura 4.1: Diagrama de bloques simplificados.

4.2.1 Diagrama de flujo mediante módulos simples

En la Figura 4.1, se expone un diagrama simplificado de la planta donde se muestran las corrientes de entrada y salida de cada equipo para la producción de bioetanol. Este diagrama es general y posteriormente se somete a variaciones y mejoras descriptas en capítulos posteriores.

La materia prima ingresa a la planta por medio de camiones, en los cuales se realiza un muestreo para verificar que la remolacha cumpla con las especificaciones de porcentaje de azúcar requerida para la posterior producción de etanol.

Aprobada esta etapa, las remolachas sucias ingresan al proceso donde son lavadas y posteriormente cortadas en cosetas.

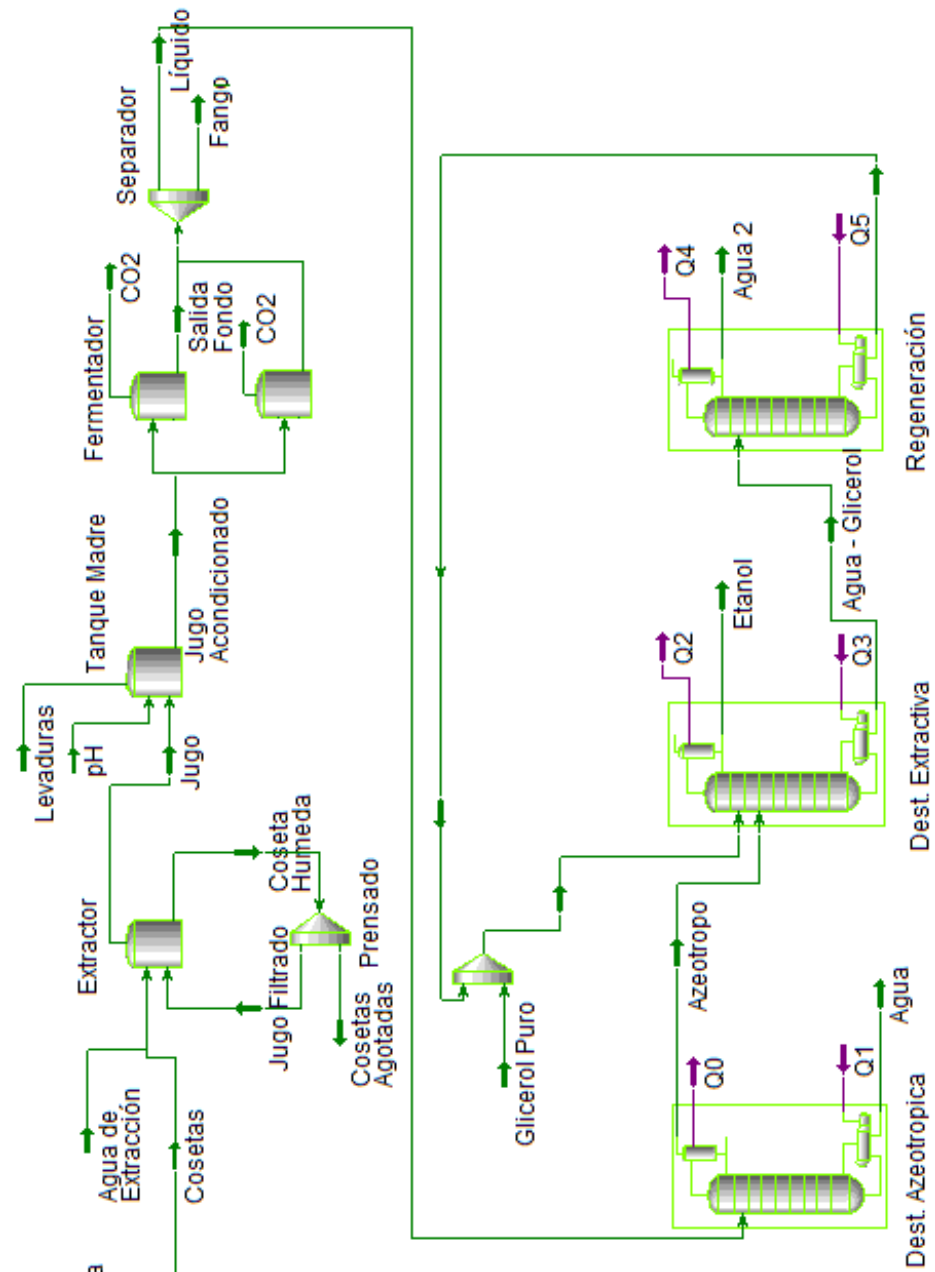


Figura 4.2: Diagrama de Flujo.

A las cosetas se las somete a un proceso de extracción con agua caliente para sustraer el azúcar presente en ellas. El jugo obtenido se acondiciona en un tanque madre, modificando su pH y adicionando las levaduras necesarias para llevar a cabo el posterior proceso de fermentación.

Una vez que el jugo acondicionado llega al reactor, se produce la fermentación y se obtiene el etanol deseado. Este producto se encuentra en solución con agua, azúcar y sólidos. Además, se genera dióxido de carbono como producto del metabolismo de las levaduras.

En la corriente de salida del fermentador se separan los fangos de las levaduras. El líquido resultante corresponde a la corriente de alimentación del proceso de destilación.

Los cálculos para el proyecto son realizados sin considerar la recirculación de las levaduras. Las mismas pueden ser destinadas a la generación de biofertilizantes o utilizadas en la producción de alimento de ganado. Las consecuencias de esta decisión se verán reflejadas posteriormente en el análisis económico, donde la posibilidad de instalar un reciclaje podría influir en el rendimiento y costos del proceso.

El tren de destilación está compuesto por tres equipos, los cuales operan en serie para obtener un bioetanol de alta pureza. En el primer destilador se obtiene una composición para el etanol inferior al punto azeotrópico (95,6% aprox.). Luego, esta corriente es sometida a un proceso de destilación extractiva mediante la incorporación de glicerol al sistema. Este solvente permite extraer el agua de la mezcla, favoreciendo la obtención de etanol.

Posteriormente, ingresa la mezcla de glicerol y agua a una columna de recuperación del solvente, permitiendo regenerar el glicerol y recircular el mismo al segundo destilador.

4.3 Balances de masa

Para determinar las corrientes que ingresan y egresan en cada parte del proceso, se realizan balances de masa, considerando que la planta se encuentra trabajando con la máxima capacidad operativa.

Balance de masa general

$$\{Flujo\ de\ entrada\} = \{Flujo\ que\ sale\} + \{Flujo\ generado\} + \{Flujo\ acumulado\}$$

El diseño se realiza en estado estacionario, por lo tanto no existe un término de acumulación.

El azúcar contenida en la remolacha se convierte en etanol por la acción de la levadura *Saccharomyces cerevisiae*, que posee una cinética compleja. En capítulos anteriores, se modela su cinética a partir del crecimiento celular de las levaduras (ecuación logística) y para modelar la producción de bioetanol se utiliza el modelo modificado de Gompertz.

A continuación, se muestra cada uno de los equipos especificando los caudales de las corrientes de entrada y salida (ver el *Anexo de cálculos Mathcad*, para mayor detalle).

4.3.1 Primera Etapa: Preparación de la remolacha

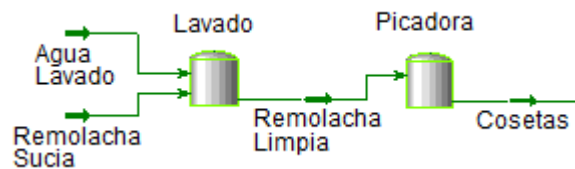


Figura 4.3. Diagrama de flujo de la primera etapa.

Para determinar la cantidad de remolacha necesaria, para lograr la producción de etanol requerido, se parte de conocer la cantidad de etanol a obtener. Se considera un flujo volumétrico de etanol a obtener igual a $26\text{ m}^3/\text{h}$. Sabiendo que existen pérdidas de sacarosa el proceso, que representan una potencial cantidad de etanol que se obtiene por fermentación, se parte desde un flujo volumétrico de $26,1\text{ m}^3/\text{h}$. Valor que permite cumplir con el flujo de etanol objetivo, al finalizar el proceso.

Conociendo los valores de densidad para el etanol ($0,791\text{ kg/l}$) y el peso molecular (46g/mol), se obtiene el flujo molar buscado para etanol $448.806,522\text{ mol/h}$.

Considerando la cinética elegida para el proceso, la conversión de la reacción involucrada es $x_{et} = 0,986$ (Dodíc. 2012). Sabiendo que por cada mol de glucosa se obtienen 2 moles de etanol, se obtiene el flujo molar de azúcar que reacciona ($224.403,261\text{ mol/h}$). Considerando el valor de conversión, el flujo de azúcar total es de $227.589,514\text{ mol/h}$.

Conociendo el peso molecular de la glucosa, se obtiene que el flujo másico de azúcar necesaria es de $40.966,113\text{ Kg/h}$.

Sabiendo que la remolacha contiene un 20% de azúcar, el caudal de remolacha limpia necesaria es de 204.830,563 Kg/h.

En la primera parte del proceso, la remolacha es sometida a una etapa de pre acondicionamiento para remover la tierra y la suciedad superficial adherida a la cáscara. La remolacha contiene un 3% de tierra en su exterior ²⁶ . El caudal de remolacha real a utilizar contemplando esta suciedad superficial es de 210.975,48 Kg/h. Esta suciedad es removida por equipos de lavado y pre acondicionamiento.

Por lo tanto la cantidad de remolacha limpia necesaria anual es de aproximadamente 1.474.780,051 ton/año, considerando que solo se trabaja 10 meses al año.

La remolacha lavada es transportada a una picadora industrial que las corta en trozos alargados, denominados cosetas. En esta parte del proceso, las remolachas solo sufren un cambio físico, por lo tanto la cantidad de cosetas es igual a la cantidad de remolacha limpia.

4.3.2 Segunda Etapa: Pretratamiento

4.3.2.1 Extractor:

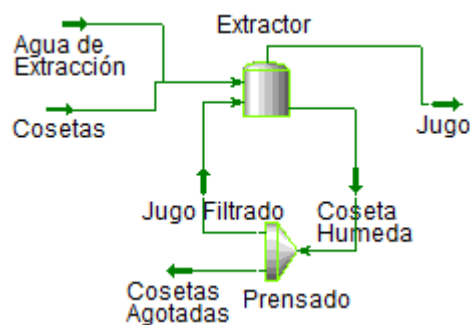


Figura 4.4. Diagrama de flujo de la segunda etapa.

Las cosetas se ingresan al tanque de extracción, mientras que, en contracorriente, circula un flujo de agua con un pH=3,5 -4 y un valor de temperatura de 85°C²⁷ .

²⁶ Baquero, J. La industria azucarera de la remolacha

²⁷ http://www.agroalimentando.com/nota.php?id_nota=779

Para determinar la cantidad de agua de extracción necesaria se realizan los balances en dicha etapa. Para esto, se tiene en cuenta la composición de la remolacha azucarera. La siguiente tabla muestra la composición de la corriente de entrada (Cosetas).

Cosetas (remolachas)	
Componentes	Porcentaje másico
Agua	75%
Otros	5%
Azúcar	20%

Tabla 4.1: Composición de Cosetas (remolachas).

Fuente Tabla: http://www.innovacion.gob.sv/inventa/attachments/article/2281/hd_1987_08.pdf

En esta etapa del proceso, las corrientes de entrada son Cosetas y Agua de extracción y la de salida son Jugo y Cosetas agotadas.

Por datos de bibliografía se conocen las fracciones másicas de dichas corrientes.

Cosetas agotadas		Jugo	
Azúcar	0,0045	Azúcar	0,149
Otros	0,2205	Otros	0,026
Agua	0,775	Agua	0,825

Tabla 4.2: Composición de Cosetas agotadas y Jugo.

Fuentes: http://www.fundacionfedna.org/subproductos_fibrosos_humedos/pulpa-de-remolacha - Dodic, J. M. et al. (2012). Kinetic modelling of batch ethanol production from sugar beet raw juice.

La pulpa extraída del proceso de extracción contiene una gran cantidad de agua que se separa mediante un proceso de prensado y filtrado. El agua resultante se recircula para agotadas pueden utilizarse para la generación de alimento de ganado, sometiéndolas a un tratamiento posterior de secado y acondicionamiento.

Para determinar los caudales másicos de las corrientes de entrada y salida se resuelve el siguiente balance:

$$\text{Balance otros: } \text{otros}_{\text{remolacha}} = \text{jugo} \cdot \text{otros}_{\text{jugo}} + \text{cosetas}_{\text{agotadas}} \cdot \text{otros}_{\text{cosetas}}$$

$$\text{Balance Azúcar } \text{azucar}_{\text{remolacha}} = \text{jugo} \cdot \text{azucar}_{\text{jugo}} + \text{cosetas}_{\text{agotadas}} \cdot \text{azucar}_{\text{cosetas}}$$

Se obtiene el caudal másico de las corrientes Jugo y de Cosetas agotadas, y a partir de ellos, se determina la cantidad de agua de extracción necesaria. Los valores se presentan en la siguiente tabla (ver *Anexo de cálculos Mathcad* para más detalle de los balances):

Jugo	274.515,187 Kg/h
Cosetas Agotadas	14.077,702 Kg/h
Agua de extracción	83.762,326 Kg/h

Tabla 4.3: Caudales de las corrientes de Extracción.

4.3.2.2 Tanque madre:

El jugo resultante del proceso de extracción se lleva a un tanque de almacenamiento o tanque madre, para su posterior bombeo al fermentador. Durante el tiempo que se encuentra en el tanque madre se agrega una lechada de cal, para ajustar el pH a 5 (Dodíc, J. M. et al., 2012).

Se considera que la cantidad de cal añadida no modifica el caudal de salida del tanque madre, por lo que el mismo resulta igual al de entrada. En esta etapa se incorpora la levadura necesaria para llevar a cabo la fermentación.

Para que la fermentación se lleve a cabo eficazmente, se utiliza 10 g de levadura por litro de jugo (Dodíc, J. M. et al., 2012). Las características específicas del Jugo Acondicionado que sale del tanque madre se muestran desarrolladas en el *Anexo cálculos Mathcad*, al final del capítulo.

4.3.3 Tercera Etapa: Fermentador

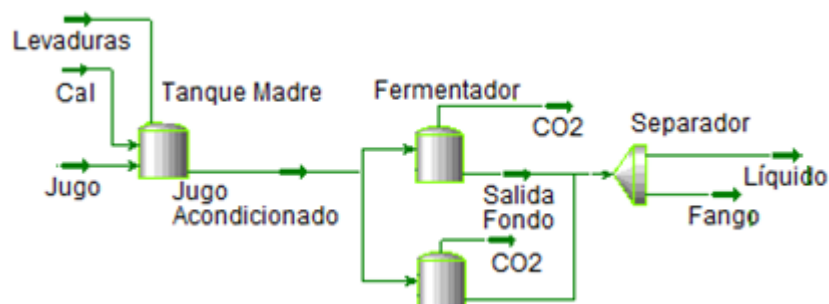


Figura 4.5. Diagrama de Flujo de Fermentadores.

El jugo acondicionado que ingresa en los fermentadores es de 277.126,296 kg/ h. En la salida del mismo, como se representa en el diagrama, se obtiene dióxido de carbono y una corriente compuesta por agua, etanol, azúcar, fangos y levaduras. Se realiza una separación centrífuga de los sólidos con motivo de remover los mismos de la corriente de etanol y agua que se destina al posterior tratamiento de destilación.

En una primera aproximación, se considera que la separación de sólidos es total y que no hay pérdida de etanol en la corriente residual.

También se obtiene una gran cantidad de CO₂ que puede aprovecharse como un subproducto comercializable, sometiéndolo a procesos de acondicionamiento específicos. Esta posibilidad se trata en el apartado de gestión ambiental del proyecto.

Para conocer los caudales de salida del fermentador, se utilizan los datos experimentales de Dodic, J. M. et al. (2012), donde se determina que la conversión alcanzada en esta reacción es de 0,986 en un tiempo de 20 hs.

A continuación se muestra la composición del jugo que ingresa a los reactores:

Jugo Acondicionado	
Componentes	Caudal másico
Azúcar	40.902,763 Kg/h
Otros	9.748,503 Kg/h
Agua	226.475,029 Kg/h

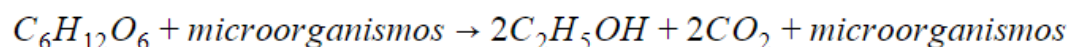
Tabla 4.4: Composición de jugo acondicionado.

Pesos moleculares considerados	
Glucosa	180 g/mol
Agua	18 g/mol
Etanol	46 g/mol

Tabla 4.5: Peso moleculares.

Se calcula la cantidad de moles de azúcar presentes en el Jugo, los mismos son 227.237,572 moles de azúcar/h. Debido a que la conversión es de 0,986 los moles de azúcar que se utilizan para la reacción son 224.056,246 moles/h. Los moles restantes (3181,326 moles/h) se encuentran contenidos en la corriente de salida de los reactores.

Sabiendo que la reacción química es:



Por cada mol de glucosa, se forman dos moles de etanol y dos moles de dióxido de carbono.

A continuación se detalla la composición de la corriente de salida de los fermentadores.

Corriente de salida de los fermentadores	
Componentes	Caudal másico
Etanol	20.613,175 Kg/h
Azúcar	572,639 Kg/h
Otros	9748,503 Kg/h
Agua	226.475,029 Kg/h

Tabla 4.6: Composición de corriente de salida del sistema de reactores.

Los valores de la tabla anterior comprueban que se alcanza la cantidad de etanol buscada inicialmente.

4.3.4 Cuarta Etapa: Purificación del etanol

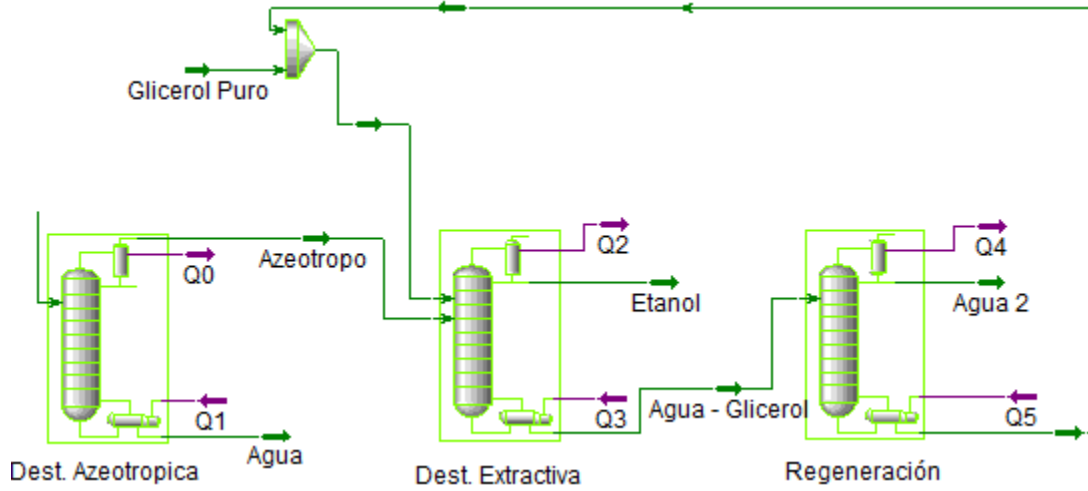


Figura 4.6: Diagrama de Flujo del Proceso de Purificación.

Se realizan los balances de masa de esta etapa, considerando los 3 equipos de destilación como una caja negra, en donde entra la corriente de alimentación y sale la corriente de etanol requerido con un porcentaje volumétrico del 99% y de agua extraída de dicha corriente.

Se considera como un único bloque, ya que los valores de las corriente de salida de cada destilador van a depender de varios factores, dependiendo de un estudio detallado de su diseño, como por ejemplo el número de platos a utilizar, en cuál plato ingresa la alimentación, la relación de reflujo, entre otros.

En esta primera aproximación, no se tiene en cuenta las pérdidas de etanol, agua o solvente por las distintas corrientes de salida de cada destilador, es decir, que se trataran a las corrientes como puras.

Los caudales principales de entrada y salida del sistema de destilación son:

Salida del Fermentador	642172,8	kg/hora
Etanol	42724,8	kg/hora
Agua + Azúcar	599448	kg/hora

Tabla 4.10: Entradas y salidas globales al tren de destilación

Se propone el uso de glicerol como solvente extractor. Se utiliza una cantidad comprendida entre el 30 y el 40% de la corriente de destilado de la primer torre.

4.4 Conclusiones

A continuación, se resumen todas las corrientes con sus respectivas cantidades y fracciones másicas.

Etapa	Tipo de Corriente	Nombre	Valor [kg/h]	Composición	Valor [kg/h]	
Extracción	Entrada	Cosetas (remolacha)	204.830,563	Azúcar	40.966,113	
				Agua	153.622,92	
				Otros	10.241,528	
		Agua	83.762,326			
	Salida	Jugo		274.515,187	Azúcar	40.902,763
					Agua	226.475,03
					Otros	7137,395
		Cosetas Agotadas		35,96	Azúcar	63,35
					Agua	10.910,219
Otros					3.104,133	
Tanque Madre	Entrada	Jugo	274.515,187	Azúcar	40.902,763	
				Agua	226.475,03	
				Otros	7137,395	
	Salida	Jugo Acondicionado	277.126,296	Azúcar	40.902,763	
				Agua	226,475,029	
				Otros	9.748,503	
Fermentador	Entrada	Jugo Acondicionado	277.126,296	Azúcar	40.902,763	
				Agua	226,475,029	
				Otros	9.748,503	
		CO ₂	19.716,95			
		Salida Fondo	257.409,346	Azúcar	572,639	

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

	Salida			Etanol	20.613,175
				Agua	226.475,029
				Otros	9.748,503
Tren de Destilación	Entrada	Líquido	247.660,843		
	Salida	Etanol	20.613,175		
		Agua + Azúcar	227.047,668		

Tabla 4.11: Entradas y salidas globales de la planta.

4.5 Anexo cálculos Mathcad

Balances de masa de la planta

Se considera un flujo volumetrico de etanol a obtener igual a 26 m³/h.

Sabiendo que existen pérdidas de sacarosa el proceso, que representan una potencial cantidad de etanol que se obtiene por fermentación, se parte desde un flujo volumétrico de 26,1 m³/h. Valor que permite cumplir con el flujo de etanol objetivo, al finalizar el proceso.

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{etanol}} &:= 26100 \quad \frac{\text{m}^3}{\text{h}} & PM_{\text{gluc}} &:= 180 \quad \frac{\text{g}}{\text{mol}} & \rho_{\text{et}} &:= 0.791 \quad \frac{\text{kg}}{\text{l}} \\
 F_{\text{etanol}} &:= Q_{\text{etanol}} \cdot 0.791 = 20645 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}} & PM_{\text{et}} &:= 46 \quad \frac{\text{g}}{\text{mol}} & \rho_{\text{agua}} &:= 0.996 \quad \frac{\text{kg}}{\text{l}} \\
 N_{\text{etanol}} &:= \frac{F_{\text{etanol}} \cdot 1000}{PM_{\text{et}}} = 448806.522 \quad \frac{\text{mol}}{\text{h}} & PM_{\text{CO}_2} &:= 44 \quad \frac{\text{g}}{\text{mol}} & \rho_{\text{gluc}} &:= 1.54 \quad \frac{\text{kg}}{\text{l}} \\
 & & & & \rho_{\text{CO}_2} &:= 1.842 \cdot 10^{-3} \quad \frac{\text{kg}}{\text{L}} \\
 & & & & & \text{Condiciones a } 25 \text{ }^\circ\text{C} \\
 & & & & & \text{y } 1 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

$$x_{\text{et}} := 0.986 \quad \text{Conversión de la reacción involucrada (Dodic. 2012)}$$

$$N_{\text{azucarrxn}} := \frac{N_{\text{etanol}}}{2} = 224403.261 \quad \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$x_{\text{et}} = \frac{N_{\text{azucarrxn}}}{N_{\text{azucartotal}}}$$

$$N_{\text{azucartotal}} := \frac{N_{\text{azucarrxn}}}{x_{\text{et}}} = 227589.514 \quad \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$\text{azucar}_{\text{total}} := N_{\text{azucartotal}} \cdot \frac{PM_{\text{gluc}}}{1000} = 40966.113 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Sabiendo que la remolacha contiene un 20% azúcar:

$$\text{remolacha} := 100 \cdot \frac{\text{azucar}_{\text{total}}}{20} = 204830.563 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad \text{Remolacha limpia necesaria}$$

Extractor

Entrada de materia al extractor:

La remolacha limpia tiene 75% agua, 20% azúcar y 5% otros. Entonces:

$$\text{agua}_{\text{remolacha}} := 0.75 \cdot \text{remolacha} = 153622.922 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{otros}_{\text{remolacha}} := 0.05 \cdot \text{remolacha} = 10241.528 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{azucar}_{\text{remolacha}} := 0.2 \cdot \text{remolacha} = 40966.113 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Características de las corrientes de salida del extractor:

Corriente jugo

$$\text{azucar}_{\text{jugo}} := 0.149$$

$$\text{otros}_{\text{jugo}} := 0.026$$

$$\text{agua}_{\text{jugo}} := 0.825$$

Corriente de cosetas agotadas

$$\text{azucar}_{\text{cosetas}} := 0.0045$$

$$\text{otros}_{\text{cosetas}} := 0.2205$$

$$\text{agua}_{\text{cosetas}} := 0.775$$

Estas cosetas agotadas tienen 0.225 de materia seca en fracción masica. Y de esta fracción, el 0.02 es de azúcar y el 0.98 es de otros.

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

Dado

Balances-- valores semillas:

$$\text{jugo} := 500 \quad \text{coquetas}_{\text{agotadas}} := 70$$

$$\text{Balance otros:} \quad \text{otros}_{\text{remolacha}} = \text{jugo} \cdot \text{otros}_{\text{jugo}} + \text{coquetas}_{\text{agotadas}} \cdot \text{otros}_{\text{coquetas}}$$

$$\text{Balance Azucar} \quad \text{azucar}_{\text{remolacha}} = \text{jugo} \cdot \text{azucar}_{\text{jugo}} + \text{coquetas}_{\text{agotadas}} \cdot \text{azucar}_{\text{coquetas}}$$

$$\begin{pmatrix} \text{jugo} \\ \text{coquetas}_{\text{agotadas}} \end{pmatrix} := \text{Find}(\text{jugo}, \text{coquetas}_{\text{agotadas}}) = \begin{pmatrix} 274515.187 \\ 14077.702 \end{pmatrix}$$

Encuentro caudal de jugo y de coquetas agotadas para la extracción:

$$\text{jugo} = 274515.187 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad \text{coquetas}_{\text{agotadas}} = 14077.702 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se muestran los caudales que se tienen hasta el momento:

Corrientes de jugo:

$$\text{Azucar}_{\text{jugo}} := \text{azucar}_{\text{jugo}} \cdot \text{jugo} = 40902.763 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Otros}_{\text{jugo}} := \text{otros}_{\text{jugo}} \cdot \text{jugo} = 7137.395 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Agua}_{\text{jugo}} := \text{agua}_{\text{jugo}} \cdot \text{jugo} = 226475.029 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Corrientes de coquetas agotadas:

$$\text{Azucar}_{\text{coquetas}} := \text{azucar}_{\text{coquetas}} \cdot \text{coquetas}_{\text{agotadas}} = 63.35 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Agua}_{\text{coquetas}} := \text{agua}_{\text{coquetas}} \cdot \text{coquetas}_{\text{agotadas}} = 10910.219 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Otros}_{\text{coquetas}} := \text{otros}_{\text{coquetas}} \cdot \text{coquetas}_{\text{agotadas}} = 3104.133 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se calcula el agua que ingresa para la extracción:

$$\text{agua}_{\text{remolacha}} = 153622.922 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Agua}_{\text{cosetas}} + \text{Agua}_{\text{jugo}} = 237385.248 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Agua}_{\text{extraccion}} := \text{Agua}_{\text{cosetas}} + \text{Agua}_{\text{jugo}} - \text{agua}_{\text{remolacha}} = 83762.326 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

En el tanque madre agrego las levaduras. Incorporo 10 g por litro de jugo. Paso el caudal a caudal volumétrico.

La concentración de azúcar en el jugo representa aproximadamente 14° Brix, es decir que la densidad del jugo es de 1,05133 Kg/litro.

En el tanque madre agrego las levaduras. Incorporo 10 g por litro de jugo. Paso el caudal a caudal volumétrico.

La concentración de azúcar en el jugo representa aproximadamente 14° Brix, es decir que la densidad del jugo es de 1,05133 Kg/litro.

$$\rho_{\text{jugo}} := 1.05133 \quad \frac{\text{Kg}}{\text{L}}$$

$$\text{jugo} = 274515.187 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{jugoV} := \frac{\text{jugo}}{\rho_{\text{jugo}}} = 261110.862 \quad \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

$$\text{levadura} := \text{jugoV} \cdot \frac{10}{1000} = 2611.109 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Características de Jugo acondicionado:

El jugo acondicionado que sale del tanque madre se encuentra compuesto por:

$$\text{Azucar}_{\text{jugo acond}} := \text{Azucar}_{\text{jugo}} = 40902.763 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Otros}_{\text{jugo acond}} := \text{Otros}_{\text{jugo}} + \text{levadura} = 9748.503 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Agua}_{\text{jugo acond}} := \text{Agua}_{\text{jugo}} = 226475.029 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{jugo}_{\text{acond}} := \text{jugo} + \text{levadura} = 277126.296 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Por ausencia de datos se considera la densidad de la levadura igual a la del agua. Es decir que la densidad del jugo y de jugo acondicionado son aproximadamente iguales.

$$\text{jugo acond V} := \frac{\text{jugo}_{\text{acond}}}{\rho_{\text{jugo}}} = 263732.457 \quad \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

Cálculos para reacción en los Fermentadores

Se evalúa a continuación la cantidad de azúcar que reacciona en el fermentador, generando bioetanol y CO₂ como producto secundario:

$$\text{Azucar}_{\text{jugo}} = 40902.763 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{moles}_{\text{azucar jugo}} := \frac{\text{Azucar}_{\text{jugo}} \cdot 1000}{\text{PM}_{\text{gluc}}} = 227237.572 \quad \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$\text{moles}_{\text{reaccionan}} := \text{ret} \cdot \text{moles}_{\text{azucar jugo}} = 224056.246 \quad \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$\text{moles}_{\text{etanol}} := \text{moles}_{\text{reaccionan}} \cdot 2 = 448112.491 \quad \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$\text{Caudalmasico}_{\text{etanol}} := \text{moles}_{\text{etanol}} \cdot \frac{\text{PM}_{\text{et}}}{1000} = 20613.175 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$F_s := F_{\text{etanol}} - \text{Caudalmasico}_{\text{etanol}} = 31.925 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Caudalvolumetrico}_{\text{etanol}} := \frac{\text{Caudalmasico}_{\text{etanol}}}{\rho_{\text{et}}} = 26059.639 \quad \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

$$Q_s := Q_{\text{etanol}} - \text{Caudalvolumetrico}_{\text{etanol}} = 40.361 \quad \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

Los valores correspondientes a los flujos F_s y Q_s representa la cantidad de etanol (másica y volumétrica) que se pierde respecto del valor inicia supuesto, con motivo de la pérdida de sacarosa en el proceso de tratamiento y acondicionamiento de jugos.

$$\text{azucar}_{\text{sobra}} := (\text{moles}_{\text{azucarjugo}} - \text{moles}_{\text{reaccionan}}) \cdot \frac{\text{PM}_{\text{gluc}}}{1000} = 572.639 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

A continuación se definen la corrientes de salida de fermentador y la corriente destinada al proceso de fermentación, luego del proceso de separación por centrifugación para las levaduras. Tener en cuenta que se está tomado un criterio donde se desprecia la pérdida de agua durante el proceso de separación centrífuga de los sólidos suspendidos y levaduras.

Corriente que entra al sistema de destilación:

$$\text{Caudalmasico}_{\text{etanol}} = 20613.175 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{azucar}_{\text{sobra}} = 572.639 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Agua}_{\text{jugo}} = 226475.029 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Entrada}_{\text{destilacion}} := \text{Caudalmasico}_{\text{etanol}} + \text{azucar}_{\text{sobra}} + \text{Agua}_{\text{jugo}} = 247660.843 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Corriente que sale de los reactores:

$$\text{Caudal}_{\text{masico}}_{\text{etanol}} = 20613.175 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{azucar}_{\text{sobra}} = 572.639 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Otros}_{\text{jugocond}} = 9748.503 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Agua}_{\text{jugocond}} = 226475.029 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Salida}_{\text{reactor}} := \text{Caudal}_{\text{masico}}_{\text{etanol}} + \text{azucar}_{\text{sobra}} + \text{Otros}_{\text{jugocond}} + \text{Agua}_{\text{jugocond}}$$

$$\text{Salida}_{\text{reactor}} = 257409.346 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

CO₂ obtenido durante la fermentación:

$$N_{\text{CO}_2} := \text{moles}_{\text{etanol}}$$

$$F_{\text{CO}_2} := N_{\text{CO}_2} \cdot \frac{PM_{\text{CO}_2}}{1000} = 19716.95 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{CO}_2} := \frac{F_{\text{CO}_2}}{\rho_{\text{CO}_2} \cdot 1000} = 10704.099 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

4.6 Bibliografía

- Apunte otorgado por la cátedra. *Diagrama de flujo y balances globales de la planta*. 2018.
- Márquez, L. *Remolacha azucarera: Calidad de la recolección y tendencias*. Lebrija, Sevilla, España. 2011. Disponible en:
<https://www.aimcra.com/.../Recolección%20remolacha%20-%20Lebrija%202011.pdf>
- Blog agroalimentado. *El concentrado de la remolacha azucarera como sustituto del jarabe de azúcar*.
- Disponible en: http://www.agroalimentando.com/nota.php?id_nota=779
- Dodic, J. M. et al. (2012). Kinetic modelling of batch ethanol production from sugar beet raw juice.
- Martínez Ruiz, A. *Remolacha azucarera, para etanol*. 2010. Disponible en:
<https://www.eleconomista.com.mx/opinion/Remolacha-azucarera-para-etanol-20100628-0005.html>
- Diario digital La Opinión de Zamora. *La producción media de remolacha alcanza las 116 toneladas por hectárea*. España. 2016.
- Disponible en:
<https://www.laopiniondezamora.es/agroalimentacion/2016/01/22/produccion-media-remolacha-alcanza-116/899285.html>
- Baquero, J. *La industria azucarera de la remolacha*. Ministerio de agricultura, pesca y alimentación. Dirección general de investigación y capacitación agrarias.
- Blog de productores de máquinas para la industria agropecuaria. *Limpiar y despedrar la cosecha*. Disponible en: <https://www.cebollas-papas.com/procesar/cortarvegetales/limpiar.php>
- Quintero, J.A. et al. *Evaluación de la deshidratación de alcohol carburante mediante simulación de procesos*. (2007).
- Lopez Jimenez, J. A. & Lozada Salgado, H. *Obtención de etanol anhidro a partir de un proceso de destilación con adición de electrolitos*. Universidad Nacional de Colombia, Caldas, Colombia. (2005).
- Ross Ruiz, F. A. & Mera Bardales, D. G. Tesis: *Simulación de la deshidratación de bioetanol azeotrópico de la planta piloto de alcohol de la FIQUNAP, mediante la*

plataforma de CHEMCAD V.6.2. Universidad Nacional de la Amazonia Peruana. Iquitos, Peru. (2014)

- http://www.fundacionfedna.org/subproductos_fibrosos_humedos/pulpa-de-remolacha

5. Diseño del sistema de reactores

Introducción

En este capítulo, se realiza el análisis del diseño de los reactores para cumplir con parámetros determinados en capítulos anteriores. Se dimensiona el reactor, se analizan los materiales constructivos y el sistema de agitación.

El factor principal en el proceso de fermentación es mantener las variables de temperatura y agitación en valores ideales para que las levaduras se desarrollen y consuman tasas elevadas de sustrato, transformándolo en alcohol y sus subproductos. Por tal motivo, se realiza el balance de energía para mantener el fermentador a temperatura constante y se plantea un reciclo para las levaduras.

Además, se plantean sistemas de control para mantener las variables en su punto de operación.

5.1 Tipo de reactor

Para lograr la producción de etanol requerida es necesario el manejo de grandes caudales, debido a esto se decide que el fermentador sea un reactor tipo tanque agitado continuo.

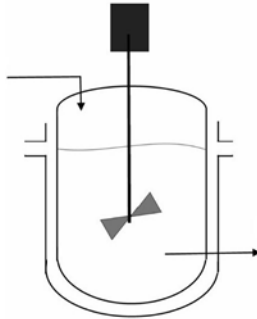


Figura 5.1- Reactor tipo tanque agitado continuo.

Este modelo ideal supone que la reacción alcanza la máxima conversión en el instante en que la alimentación entra al tanque. Es decir, que en cualquier punto de este equipo las concentraciones son iguales a las de la corriente de salida. Para lograr estas condiciones el sistema de agitación o mezclado debe ser tal que no se formen zonas “muertas”.

Para este tipo de reactor se considera que la velocidad de reacción para cualquier punto dentro del tanque es la misma. Su principal uso es para reacciones en fase líquida, pero se puede adaptar a dos fases.

Criterios importantes para el diseño de un fermentador

- El tanque debe diseñarse para que funcione asépticamente durante numerosos días.
- Se debe proporcionar un sistema adecuado de agitación para cubrir las necesidades metabólicas de los microorganismos.
- El consumo de energía debe ser tan bajo como sea posible.
- Debe contar con un sistema de control de temperatura, pH y presión.
- El fermentador debe tener un sistema para la toma de muestras, visor y boca de hombre.

5.2 Volumen necesario

Para hallar el volumen del fermentador, se tiene en cuenta el caudal de jugo necesario para cumplir con el caudal de etanol anhidro que se desea producir (caudales determinados en capítulos previos). También se debe tener en cuenta el tiempo necesario para que las levaduras lleven a cabo el proceso de fermentación.

La densidad del jugo que ingresa en el sistema de reactores, luego de ser acondicionado en el tanque madre, se calcula considerando la composición másica de la mezcla y los azúcares disueltos. Los sólidos en suspensión se toman como parte del volumen de agua del fluido, debido a la falta de información concreta. Según los resultados, el jugo posee 14,9 grados Brix, lo cual determina un valor de densidad de aproximadamente 1,0508 Kg/l.

Resulta entonces:

$$Q_{\text{jugoacond}} = 277126,3 \text{ kg/h} = 263732,46 \text{ litros / hora}$$

Tiempo de residencia= 20 horas

Se calcula el volumen del fermentador multiplicando el $Q_{\text{jugoacond}}$ y el tiempo de residencia. A este valor se le adiciona un 22,875% de volumen para cumplir con las normas API-ASME para el diseño de tanques. A su vez, este porcentaje aloja a los gases generados durante la fermentación. Se obtiene un volumen total de 6157,16 m³.

5.3 Dimensionamiento del reactor

Los reactores que comúnmente se encuentran en el mercado son tanques cilíndricos, los cuales proveen auto sustento estructural y evitan la deformación debido a la presión generada en su interior.

Los tanques cúbicos u ovalados tienen a deformarse, por lo que son sustentados por rejas metálicas externas o utilizando amarres internos. Además, desde el punto de vista del costo de tanque, los tanques cilíndricos utilizan menos material por el mismo volumen que tanques fabricados de otras formas, es decir que la relación de superficie de las paredes al volumen del tanque, disminuye entre más se acerque la forma a un cilindro.

Por la dimensión del tanque y principalmente como medida de seguridad ante alguna contingencia, se propone la construcción de dos tanques de 3078,6 m³ (Ver *Anexo de Cálculos Mathcad* al final del capítulo). De esta manera, ante cualquier inconveniente en uno de los tanques, se tendrá el segundo en operación para continuar con la producción.

Para diseñar las longitudes del reactor se utilizan criterios de diseño para tanques industriales. Se tuvo en cuenta principalmente la eficiencia del mezclado que se quiere obtener, por tal motivo la altura ocupada por el caldo de fermentación (fluido agitado) debe ser similar al diámetro del tanque.

El volumen ocupado por el líquido es 2505,46 m³ en cada tanque, se calcula el diámetro del reactor como:

$$Volumen\ Líquido = \frac{\pi \cdot Diámetro^3}{4}$$

Se obtiene un diámetro de reactor de 14,721 m.

Luego, se calcula la altura del tanque, teniendo en cuenta el volumen del reactor sobredimensionado.

$$Volumen\ Reactor = \frac{\pi \cdot Diámetro^2 \cdot Altura}{4}$$

Se obtiene una altura de 18,088 m.

Para facilitar la construcción de los mismos, se opta realizar cada tanque con un diámetro de 15 m y una altura total de 18 m, dando un volumen total por tanque de 3180,86 m³ y una altura del líquido de 14,178 m aproximadamente.

5.4 Materiales constructivos

Se analizan diversos materiales para la construcción de los reactores de fermentación teniendo en cuenta los costos económicos, la disponibilidad de los materiales en la región y las normas de seguridad que se deben cumplir en instalaciones con peligro de explosión.

Hormigón Armado

Este material es apto para sustancias inflamables y es ampliamente utilizado en la industria de combustible. Para cumplir con las normas de The American Petroleum Institutes (API 650), el reactor debe contar con recubrimiento interno y externo para evitar la contaminación de los fluidos contenidos en él, o que estos contaminen el exterior, y para mejorar el sistema de protección anticorrosiva al trabajar en condiciones de pH ácido.²⁸

El material que separa el sustrato del contacto directo con el hormigón, debe adherirse a este sin aumentar la rugosidad de su superficie para no interferir en los perfiles de velocidades del fluido interno y debe ser compatible con las condiciones de operación y el tipo de fluido que contiene el tanque.²⁹ El recubrimiento puede ser de acrílico, resina epóxica, poliuretanos o polisiloxanos

Para el recubrimiento externo, se suele usar espuma de poliuretano por su baja conductividad térmica, lo que posibilita obtener altos niveles de aislamiento sin la necesidad de recurrir a grandes espesores³⁰. Además, es un buen aislante acústico que genera una barrera capaz de disminuir el ruido proveniente del sistema de agitación.

Este material presenta una gran resistencia frente a los efectos del paso del tiempo y tiene una vida útil superior a 50 años.

Si bien el poliuretano es un material orgánico combustible, existen algunas variedades con protección ante el fuego, que se clasifican según la Norma UNE-EN 13501.

Para la aplicación de la espuma de poliuretano se debe cumplir con las normas UNE 92120-2:98 (Productos de Aislamiento Térmico para Construcción), UNE 92310:2003 (Criterios de Medición y Cuantificación para Trabajos de Aislamiento Térmico en Instalaciones Industriales y en Edificación) y RP 20.06 (Reglamento particular de la Marca N de AENOR para la Aplicación de Espuma Rígida de Poliuretano in situ).

²⁸ Silva, O. J. (2017). Recomendaciones para la construcción de tanques según la NSR-10.

²⁹ Inpralatina. (2007). Recubrimientos para tanques de almacenamiento.

³⁰ Enériz, J. M. CTE y la espuma rígida la espuma rígida de poliuretano proyectado como solución de aislamiento eficiente.

Conjuntamente al poliuretano, se usa un revestimiento de chapa galvanizado para proporcionar una mayor vida útil a la espuma de poliuretano y una mayor protección contra fuego al reactor.

Acero

La utilización de acero inoxidable se presenta comercialmente como la principal opción constructiva de reactores de fermentación. Aunque el acero inoxidable es mucho más resistente a la corrosión que el acero al carbono o sus aleaciones, en algunas circunstancias se puede corroer.

Debido a que el medio óptimo para el desarrollo de las levaduras debe ser a un pH ácido, el acero debe poseer una gran tolerancia a la acidez.³¹ Por tal motivo, la aleación del acero a usarse para el fermentador, debe contener diversos componentes para aumentar sus propiedades anticorrosivas.

El agregado de cromo en la aleación (mínimo de un 10,5%), favorece la formación de la capa pasiva autoregenerante característica de los aceros inoxidables, protegiéndolos de agentes agresivos.

Existen numerosos tipos de aceros, entre ellos se encuentran la serie AISI 400 conocidos como aceros inoxidables ferríticos, a los cuales se les adicionan molibdeno, titanio y niobio; la serie AISI 300 conocidos como los austeníticos con agregado de níquel y los de la serie AISI 200 donde el níquel es sustituido por manganeso o cobre.

Los aceros aptos para el fermentador pueden ser los 304 y 316. El AISI 304 incorpora níquel, el cual otorga una mayor resistencia frente a ciertos agentes en determinadas condiciones de temperatura y pH. El AISI 316 posee el mismo rango de aplicación que el AISI 304, pero por la incorporación de molibdeno en su estructura, su resistencia a la corrosión es superior. Además, el bajo contenido en carbono de la aleación otorga una mejor resistencia a la corrosión en estructuras soldadas³².

Por los motivos expuestos, se opta por utilizar acero inoxidable 316L para la construcción de los reactores, cañerías y tanques que estén en contacto con el caldo de fermentación.

5.5 Sistemas de agitación

La agitación tiene la función de remover y homogeneizar el sistema conformado por el sustrato, las levaduras y los productos de fermentación. Además, evita la formación

³¹ Johnson Acero. (2018). Asistencia: Preguntas frecuentes.

³² Goodfellow. (2018). Acero inoxidable. Información sobre el material.

de costras dentro del digestor y elimina los espacios “muertos” sin actividad biológica. La potencia necesaria debe producir un mezclado perfecto tal que se mantengan las condiciones de temperatura, pH y distribución de levadura óptima en el fermentador. Sin embargo, la agitación no debe ser excesiva porque puede ocasionar la muerte celular y por consiguiente, disminuir la cantidad de etanol producido.

Según lo establecido en la tesis de grado de Rivera Castillo, M. F. y Suarez Rea, D. P. (2010), el sistema de agitación debe contar con:

Motor impulsor

Suministra la potencia al eje transmisor de potencia. Debe ser de corriente alterna (a.c), preferiblemente de inducción. Dado que un biorreactor debe operar de forma continua durante todo el proceso de cultivo, se requiere un motor capaz de resistir largos periodos de operación continua.

Acople y sello mecánico

Consta de un acople que ajusta y fija al motor al eje transmisor de potencia. El sello mecánico tiene como función evitar la contaminación, mantener hermético el sistema y servir de amortiguador de fricción. Se escoge el uso de sellos flexibles ya que amortiguan mejor las vibraciones mecánicas; la desventaja es que esa flexibilidad obliga a cambiarlos más frecuente, ya que el desgaste es mayor.

Eje transmisor de la potencia

Es una barra cilíndrica de acero inoxidable 316L con recubrimiento plástico. El diámetro del mismo está estandarizado entre $\frac{3}{4}$ " o $\frac{1}{2}$ ", para mayor facilidad de ajuste a los estándares de motores a.c. El eje transmite la potencia del motor al impulsor, a través de las hojas de agitación.

Control de velocidad del motor

Los motores de inducción de corriente alterna (a.c) tienen velocidades nominales de rotación de 1800 rpm o 3600 rpm. Estas velocidades son muy altas para los sistemas biológicos causando la destrucción de los microorganismos en el cultivo. La velocidad de rotación del motor debe entonces reducirse para que no cause daño celular.

Usualmente se acopla a la salida de eje del rotor una caja de reducción de $\frac{1}{3}$ o $\frac{1}{6}$ para bajar la velocidad de rotación. Adicionalmente se coloca un controlador de velocidad para un control más fino y preciso de la velocidad de rotación.

Impulsores

Los impulsores pueden estar formados por hojas o aspas de agitación, conectadas al eje transmisor de potencia y tener una distribución de flujo axial o radial.

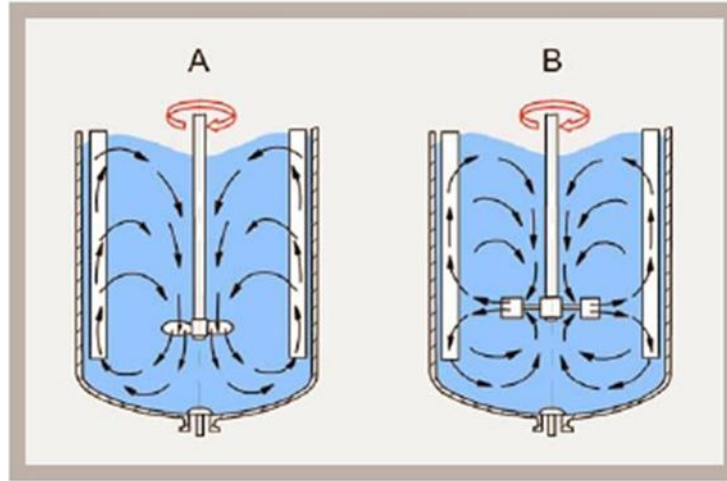


Figura 5.2 - (A) Agitación axial. (B) Agitación radial.

Fuente: Apuntes de cátedra de la Universidad nacional autónoma de México.

Los agitadores de palas planas impulsan el líquido radial y tangencialmente, sin que exista movimiento vertical respecto del agitador, a menos que las paletas estén inclinadas. La anchura de la pala es de un sexto a un décimo de su longitud, la cual generalmente comprende entre el 50 y el 80% del diámetro del tanque. Indicadas para operaciones con mezclado suave (entre 20 y 150 rpm), suelen deformarse con el uso constante.

Una hélice es un agitador de flujo axial, que opera con velocidad elevada y se emplea para líquidos de baja viscosidad. Son eficaces en tanques muy grandes, generalmente poseen tres aspas y se usa para homogeneizar, suspender y favorecer el intercambio de calor. Por la gran potencia y turbulencia que provocan, no se recomiendan para cultivos de células sensibles.

Los impulsores de turbina se componen generalmente de numerosas palas cortas, las que giran a medias (100 a 300 rpm) y altas velocidades (300 a 1000 rpm). Las placas pueden ser rectas o curvas, inclinadas o verticales y su diámetro varía entre 30 y el 50% del diámetro del tanque.

Las turbinas son eficaces para un amplio intervalo de viscosidades. En líquidos de baja viscosidad generan fuertes corrientes que se distribuyen por todo el reactor, destruyendo zonas de fluido estancado. Cerca del impulsor se produce una zona de corrientes rápidas y buena turbulencia.

5.5.1. Selección del sistema de agitación

Se selecciona un impulsor de turbina Rushton, de hojas planas y disco de 6 palas, ya que este tipo de impulsor es ampliamente utilizado para fluidos con cultivos biológicos de baja viscosidad. Para la selección del motor, este debe cumplir con las condiciones propias de un elemento mecánico expuesto a la intemperie y de uso continuo. La velocidad de trabajo es de 30 rpm. Este valor permite mantener suspendidos los sólidos presentes en el caldo de fermentación, asegura una mezcla homogénea y evita el daño a las levaduras por estrés debido a velocidades de agitación muy altas (150 a 500 rpm)³³.

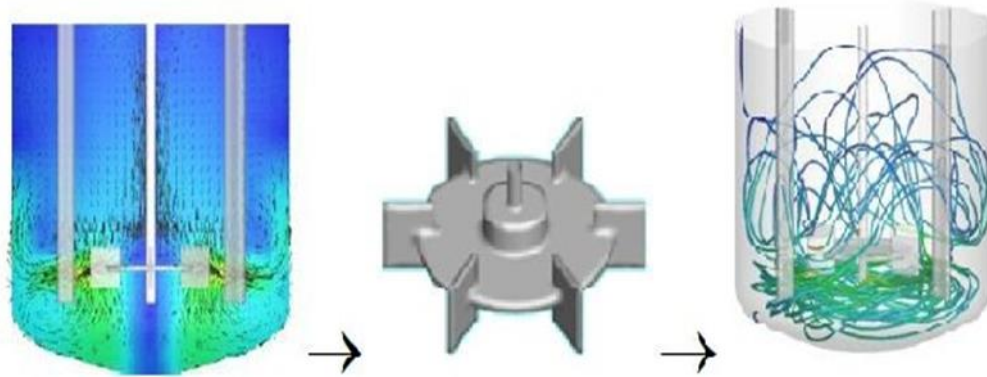


Figura 5.3 - Perfil y vector de velocidad, geometría y líneas de trayectoria para un impulsor de tipo Turbina de Rushton de seis paletas.

Fuente: Uribe Ramírez, A R. et al. (2012).

5.5.2. Diseño del sistema de agitación

Para realizar el diseño del sistema de agitación se utilizan las semejanzas geométricas estandarizadas que relacionan las medidas del tanque con el tipo de impulsor, como se observa a continuación.

³³ https://issuu.com/jazinaruizhernandez/docs/unidad_1.agitaci__n_ymezclado_2004

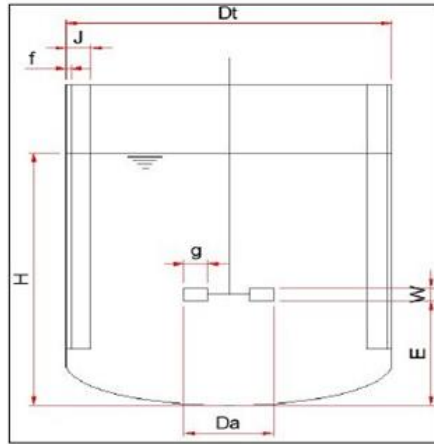


Figura 5.4- Semejanza geométrica impulsor tipo turbina.

Referencia: diámetro del tanque (Dt), diámetro de las palas (Da), alto de las palas (W), ancho de las palas (g), altura del fluido (H), ancho y cantidad de las placa deflectoras (J), distancia entre deflector y pared del reactor (F) y distancia desde el fondo del tanque hasta el impulsor (E).

Fuente: Castillo Uribe, V. (2013).

Semejanza geométrica

H/Dt = 1	E/Dt = 0,33	W/Da=0,2	F/Dt = 0,02
Da/Dt = 0,33	g/Da = 0,25	J/Dt = 0,1	

Tabla 5.1- Semejanzas geométricas para turbina Rushton.

Para seleccionar el sistema de agitación óptimo, se elige aquel que consuma menos potencia y no genere espacios muertos, se calcula la potencia entregada al fluido por uno, dos y cuatro agitadores para un mismo volumen de reactor. Para el diseño del sistema de agitación se busca que las dimensiones de los fermentadores se aproximen a los parámetros mencionados en la tabla 5.1.

Posteriormente, se muestran y comparan los resultados obtenidos.

5.5.3 Potencia del sistema de agitación

Luego de determinar las dimensiones del sistema de agitación, se calcula la potencia necesaria. Esta será la que se debe entregar al fluido para lograr su completo mezclado.

La potencia requerida (W) se calcula como:

$$W = P_o \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_i^5$$

Siendo:

P_o = Número de Po.

ρ = Densidad del fluido (kg/m^3).

N = Velocidad de giro del agitador (rps).

D_i = Diámetro del impulsor (m)

El número de Po, es función de los números adimensionales de Reynolds (Re) y Froude (Fr).

El módulo de Reynolds puede interpretarse como la relación entre las fuerzas de inercia y las fuerzas viscosas, y se calcula como:

$$Re = \frac{N \cdot \rho \cdot D_i^2}{\mu}$$

Siendo:

μ = Viscosidad dinámica (kg/m.s)

ρ = Densidad del fluido (kg/m^3)

N = Velocidad de giro del agitador (rps)

D_i = Diámetro del impulsor (m)

El módulo de Froude es una relación entre fuerzas de inercia y fuerzas gravitatorias:

$$Fr = \frac{N^2 \cdot D_i}{g}$$

Siendo:

N = Velocidad de giro del agitador (rps)

D_i = Diámetro del impulsor (m)








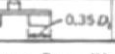
g = Fuerza de gravedad (m/s^2)

En ausencia de baffles, el número de Froude está afectado por un coeficiente “n”:

$$n = \frac{a - \log(Re)}{b}$$

Tanto a y b son constantes que dependen de la configuración geométrica del equipo y se encuentran en bibliografía.

Una vez seleccionado el tipo de impulsor y las dimensiones del mismo, se recurren a la tabla siguiente (Tabla 5.2), se calculan los parámetros característicos necesarios y se obtiene un número de curva.

Tipo de rodete	$\frac{D_r}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Hojas cort.		N.°	Ref.	Tipo de rodete	$\frac{D_r}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Hojas cort.		N.°	Ref.
				N.°	w/D _i							N.°	w/D _i		
Turbina de 6 palas planas  $0,25 D_i$	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,17	1	7	Dos paletas  $0,25 D_i$	4,35	4,3	0,29	3	0,11	8	3
Igual que en el n.° 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	2	7	Cuatro paletas. Ver n.° 8	3	3	0,5	0		16	2
Igual que en el n.° 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,04	4	7	Dos paletas. Ver n.° 8	3	3,2	0,33	0		20	4
Igual que en el n.° 1; $a = 1, b = 40$	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		14*	7	Dos paletas. Ver n.° 8	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	10	7
Turbina de 6 palas curvadas Tam. de pala como en n.° 1 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	3	7	Dos paletas. Ver n.° 8 Ancho de paleta = $0,13 D_i$	1,1	0,5	0,19	0		29	10
Turbina 6 palas forma flecha Tam. de pala como en n.° 1 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	5	7	Dos paletas. Ver n.° 8 Ancho de paleta = $0,17 D_i$	1,1	0,4	0,10	0		29	10
Turbina radial con anillo deflector 				0		7	9	Hélice de 3 palas Paso de la hélice = $2 D_i$ 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	15	7
Turbina cerrada, de 6 palas. Anillo deflector de 20 hojas	2,4	0,74	0,9	0		11	6	Igual que el n.° 15; $a=1,7, b=18$	3,3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		21*	7
Semejante, mas no idéntica a la n.° 11	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		12	7	Igual que el n.° 15, pero con paso = $1,33 D_i$	16			3	0,06	18	5
Igual que la 12, pero sin anillo deflector.	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	13	7	Igual que el n.° 15, pero con paso = $1,09 D_i$	9,6			3	0,06	23	5
Turbina axial de 8 palas con ángulo de 45°. Ver. n.° 17	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	9	7	Igual que el n.° 15, pero con paso = $1,05 D_i, a = 2,3, b = 18$	2,7	2,7-3,9	0,75-1,3	0		27*	7
Turbina axial 4 palas con ángulo de 60° 	3	3	0,50	0		17	2	Igual que el n.° 15, pero con paso = $1,04 D_i, a = 0, b = 18$	4,5	2,7-3,9	0,75-1,3	0		25*	7
Turbina axial de 4 palas con ángulo de 45°. Ver. n.° 17.	5,2	5,2	0,87	0		19	2	Igual que el n.° 15, pero con paso = D_i	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	24	7
Igual que la n.° 19	2,4-3,0	2,4-3,0	0,4-0,5	0		22	2	Igual que el n.° 15, pero con paso = $D_i; a = 2,1, b = 18$	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		26*	7
Disco con 16 paletas  $0,1 D_i$ $0,35 D_i$	2,5	2,5	0,75	4	0,25	6	1	Igual que el n.° 15, pero con paso = D_i	3,8	3,5	1,0	0		28	8

D_i = diámetro del rodete; D_r = diámetro del depósito; n = n.° de revoluciones por segundo; w = ancho de las hojas del cortacorrientes; Z_i = altura que está el rodete sobre el fondo del depósito; Z_i = altura del nivel del líquido en el depósito.

Tabla 5.2. Selección de agitadores.

Para obtener los números adimensionales se calcula la viscosidad considerando agua azucarada a 30 °C y una concentración en Grados Brix similar a la del jugo³⁴.

Debido a no poder caracterizar exactamente las propiedades de la mezcla, es esperable que la potencia real para lograr la velocidad requerida se aleje del valor teórico. Sin embargo, este valor a calcular sirve de referencia y aproximación al proceso. En la práctica se utilizaría un tacómetro que indique las revoluciones del agitador.

Luego, se utiliza el grafico siguiente (Figura 5.5). Conociendo el número de Reynolds, se interseca la curva seleccionada según la tabla 5.2 y se lee en el eje de ordenadas el valor del factor Φ . Si el sistema contiene deflectores, el valor de la ordenada es igual al número de Po . Si el sistema no contiene deflectores, el número de Po se debe afectar por el número de Froude según la expresión:

$$Po = \phi . Fr^n$$

³⁴ <https://catedras.facet.unt.edu.ar/sistemasdecontrol/wp-content/uploads/sites/101/2015/12/TB02-Viscosidad-Temperatura-para-soluciones-azucaradas.pdf>

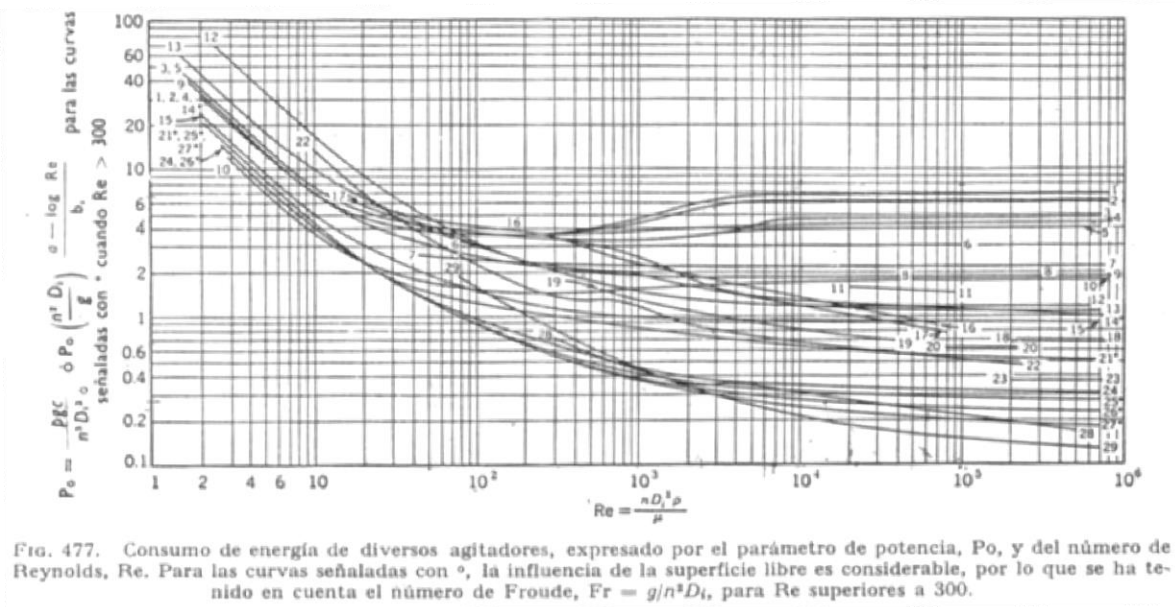


Figura 5.5: Gráfico Φ vs Re .

Si el sistema reactor-agitador no es semejante, desde el punto de vista geométrico, al sistema representado por las curvas de la figura 5.5, se lo debe ajustar a través de un factor de corrección:

$$Po = Po_{gráfico} \cdot \sqrt{\frac{\left[\left(\frac{D_T}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{H_L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{Z_i}{D_i}\right)\right]_{sistema}}{\left[\left(\frac{D_T}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{H_L}{D_i}\right) \cdot \left(\frac{Z_i}{D_i}\right)\right]_{correlación}}}$$

En la Tabla 5.6 se comparan los valores de diseño y de potencia consumida por un único agitador y para diferentes sistemas de agitadores. Para el diseño de más de un agitador, se divide el diámetro del tanque por la cantidad de agitadores y se procede a calcular las dimensiones de los impulsores mediante las ecuaciones de semejanza geométrica presentadas en la Tabla 5.1.

Se consideran las siguientes dimensiones:

Diámetro del fermentador (D_T) = 15 m.

Altura de líquido (H_L) = 14,178 m.

Altura de fermentador (H) = 18 m.

Parámetro	1 Agitador		2 Agitadores		4 Agitadores	
N° Baffles	4	0	4	0	4	0
Di (m)	5	5	2,5	2,5	1,25	1,25
E (m)	5	5	2,5	2,5	1,25	1,25
W (m)	1	1	0,5	0,5	0,25	0,25
g (m)	1,25	1,25	0,625	0,625	0,312	0,312
J (m)	1,5	-	0,75	-	0,375	-
F(m)	0,3	-	0,15	-	0,075	-
Reynolds	8,76.10 ⁶		2,19.10 ⁶		5,5.10 ⁵	
Froude	0,127		0,0638		0,032	
Po gráfico	7	1,22	7	1,3	7	1,353
Po corregido	6,737	1,173	9,53	1,77	13,47	2,6
Potencia neta (KW)	2765,33	4815	122,22	22,7	5,4	1,042
Potencia bruta (KW)	5333,14	928,6	235,71	40,19	10,42	2
Potencia bruta total (KW)			471,42	80,4	41,67	8

Tabla 5.6: Semejanzas geométricas y potencias para un agitador y diferentes arreglos de agitadores.

Se debe tener en cuenta que los valores de las dimensiones fijadas en la tabla 5.6 se redondean según la factibilidad constructiva y disponibilidad comercial.

En los cálculos para los sistemas sin baffles, se considera la curva 14 de la figura 5.5, donde a=1 y b=40.

La potencia bruta se calcula en función de la potencia neta, considerando una eficiencia del motor de 0,7 y un 35% de pérdidas por fricción, según la expresión:

$$W_b = W_n \cdot \frac{1,35}{0,7}$$

Estos valores para el cálculo de la potencia bruta son aportados por bibliografía³⁵.

Comparando los resultados en los valores de potencia, se decide colocar 4 agitadores por reactor. Se opta por la instalación de cuatro baffles en el reactor con motivo de evitar la formación de vórtices, favorecer un mezclado homogéneo y garantizar condiciones uniformes de temperatura. La instalación de baffles evita la formación de flujo circulatorio,

³⁵ http://repobib.ubiobio.cl/jspui/bitstream/123456789/412/1/Castillo_Urbe_Vladimir.pdf

mejorando la distribución y disponibilidad de nutrientes y biomasa para el proceso biológico.

$$Potencia\ de\ agitación\ consumida\ por\ reactor = 41,67\ kW$$

5.6 Balance de energía en el reactor

Además de la determinación de las dimensiones del tanque de agitación, es preciso llevar a cabo el diseño del serpentín para mantener la temperatura dentro del reactor a 28°C.

Los reactores serán de acero inoxidable 316L en su totalidad (incluido el techo del reactor) y estarán expuestos a distintos mecanismos de transferencia de calor: conducción, convección y radiación.

Para llevar a cabo la realización de los cálculos para el modelo térmico propuesto, se plantean una serie de consideraciones:

- Se opera el reactor a temperatura constante (condiciones isotérmicas).
- El jugo de fermentación ingresa al fermentador a 28°C.
- Dentro del reactor se cumple la hipótesis de mezclado perfecto, por lo que se desprecia la resistencia a la transferencia de calor del jugo de fermentación, siendo la temperatura del mismo uniforme e igual a 28 °C.
- La reacción dentro del fermentador es puramente química, es decir, el calor de reacción sólo tiene en cuenta el calor de formación de las especies químicas y se desprecia el calor por metabolismo celular.
- Se diseña para el caso extremo de intercambio de calor, es decir, cuando sea necesario remover la máxima cantidad de calor, el cual será para un día de verano (temperatura máxima de 35°C) en la localidad de Pocito, San Juan³⁶.

El balance general de energía está dado por la siguiente expresión:

$$Q_{reacción} + Q_{agitación} + Q_{convección} + Q_{conducción} + Q_{radiación} + Q_{serpentín} = 0$$

Los parámetros de aire se determinan para una temperatura de 35°C. La velocidad del viento máxima considerada para Pocito es $v_{viento} = 4,2 \frac{m}{s}$.

³⁶ <https://es.weatherspark.com/y/27329/Clima-promedio-en-Pocito-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o>

Densidad	1,145 kg/m³
Conductividad	0,02625 W/(m.K)
Viscosidad	1,655. 10 ⁻⁵ N.s/m ²
Numero de Prandtl	0,7268

Tabla 5.7: Propiedades del aire a 35°C.

Fuente: Çengel, Y. A. & Cimbala, J. M. (2006).

5.6.1 Radiación

Todos los cuerpos, cualquiera sea su temperatura, emiten energía en forma continua desde su superficie. Esta energía se denomina energía radiante y es transportada por ondas electromagnéticas

Constantes utilizadas para el cálculo:

$$\sigma = 5,67 \cdot 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K} \text{ (Constante de Stefan-Boltzmann).}$$

$$\varepsilon = 0,28 \text{ (Emisividad para el acero inoxidable 316L)}^{37}.$$

5.6.2 Conducción

Se utiliza acero inoxidable 316L para la construcción del tanque, cuya conductividad térmica es $k = 16 \frac{W}{m \cdot K}$.³⁸

El espesor de la pared del reactor se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$e_R = \frac{d \cdot r \cdot \rho \cdot 9,8}{\sigma \cdot E_s}$$

Siendo:

$$d: \text{altura del liquido en el reactor} = 14,178 \text{ m}$$

$$r: \text{radio del reactor} = 7,5 \text{ m}$$

$$\rho: \text{densidad del material} = 7950 \frac{kg}{m^3}$$

$$\sigma: \text{tensión admisible} = \frac{540 \text{ MPa}}{2} \cdot \frac{1 \cdot 10^6 \text{ Pa}}{1 \text{ MPa}} = 2,7 \cdot 10^8 \text{ Pa}$$

$$E_s: \text{eficiencia de soldadura} = 0,6$$

Resulta:

³⁷ https://srcsl.com/catalogoPDFs/AreaTecnica/TABLAS_EMISIVIDAD_SENSORES_INFRAR ROJOS.PDF

³⁸ <http://data.irestal.com/files/files/2012030204152933979.pdf>

$$e_R = 5,1 \text{ cm}$$

Cabe aclarar que el valor de tensión utilizado en el cálculo se determina a partir de conocer la tensión de rotura del material ³⁹ utilizado para la construcción del reactor (acero inoxidable 316 L), afectándolo por un factor de seguridad igual a 2. De esta manera se trabaja con un valor de tensión admisible a fines de evitar deformaciones plásticas en la estructura.

El valor de eficiencia de soldadura utilizado se considera como un valor recomendado según bibliografía⁴⁰.

5.6.3 Convección

Para hallar el coeficiente convectivo h, se recurre a correlaciones para el techo del reactor y para las paredes del mismo.

Techo del reactor

Se utiliza la expresión de Chilton-Colburn⁴¹, para convección forzada, flujo paralelo externo y placa plana:

$$Nu_x = 0.0296 Re_x^{4/5} Pr^{1/3}$$

Cuyas condiciones de operación son: $0,6 < Pr < 60$ y $Re < 10^8$

Considerando $Re = 4,36 \cdot 10^6$, se obtiene:

$$h = 9,538 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Paredes del reactor

Se utiliza la expresión de Churchill-Bernstein⁴², para flujos exteriores normales a cilindros:

$$Nu_D = 0.3 + \frac{0.62 \cdot Re_D^{1/2} \cdot Pr^{1/3}}{[1 + (0.4/Pr)^{2/3}]^{1/4}} \cdot \left[1 + \frac{Re_D}{282000} \right]^{4/5}$$

³⁹ <https://www.empresascarbhone.com/pdf/ficha-tecnica-del-acero-inoxidable.pdf>

⁴⁰ https://www.ugr.es/~aulavirtualpfcicq/descargas/documentos/Disenio_Tanques_Almacenamiento.pdf

⁴¹ <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/5295/fichero/ANEXO+II.+CORRELACIONES.pdf>

⁴² https://alojamientos.uva.es/guia_docente/uploads/2013/455/42611/1/Documento62.pdf

Cuyas condiciones de operación son $100 < Re < 10^7$ y $Re.Pr > 0,2$

Se calcula entonces:

$$h = 16,83 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

5.6.4 Calor en el piso del reactor

A fines prácticos, se diseñan los cimientos del reactor con material aislante, por lo que se considera nula la pérdida de calor por el mismo. Una alternativa propuesta es una estructura de hormigón armado 2% acero ($k = 2.5 \frac{W}{m.K}$), relleno de poliuretano⁴³ ($k = 0,026 \frac{W}{m.K}$).

5.6.5 Calor en las paredes del reactor

En la superficie externa de las paredes del reactor el calor por conducción es igual al calor por convección y radiación del ambiente.

$$Q \text{ conducción} = Q \text{ convección} + Q \text{ radiación}$$

Se calcula el calor lateral considerando el área de intercambio según la altura del líquido en el reactor y el diámetro del mismo ($H_{liquido} = 14,178 \text{ m}$, $D_T = 15 \text{ m}$).

$$\frac{(T_{sup} - T_o)}{\frac{\text{espesor}_{\text{acero}}}{k_{\text{acero}}}} = (T_{inf} - T_{sup}) \cdot h_{\text{viento}} + \varepsilon \cdot \sigma \cdot (T_{inf}^4 - T_{sup}^4)$$

Donde T_o es la temperatura del líquido dentro del reactor (constante), T_{inf} es la temperatura ambiente, h_{viento} es el coeficiente de convección para las paredes laterales, $\text{espesor}_{\text{acero}}$ es el espesor de las paredes del tanque, k_{acero} es la conductividad térmica del acero.

Despejando, se obtiene:

$$T_{sup} = 301,4 \text{ K} = 28,4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

A partir de este valor se calcula el calor intercambiado:

$$Q_{\text{lateral}} = 7,427 \cdot 10^4 \text{ W} = 74,27 \text{ KW}$$

⁴³ <https://aislaconpoliuretano.com/ventajas-poliuretano-aislante-termico.htm>

5.6.6 Calor en el techo del reactor

En la superficie externa del techo, el calor por conducción es igual al calor por convección y radiación del aire. A su vez, el flujo de calor por conducción es igual al calor intercambiado por convección natural con el dióxido de carbono presente en el reactor. Se plantea entonces el siguiente sistema de ecuaciones donde se despeja la temperatura de la superficie externa del techo (T_{sup}) y la correspondiente a la cara interna (T_1).

$$Q \text{ conducción} = Q \text{ convección} + Q \text{ radiación}$$

$$Q \text{ conducción} = Q \text{ convección natural}$$

$$\frac{(T_{sup} - T_1)}{\frac{\text{espesor}_{\text{acero}}}{k_{\text{acero}}}} = (T_{inf} - T_{sup}) \cdot h_{\text{viento}} + \varepsilon \cdot \sigma \cdot (T_{inf}^4 - T_{sup}^4)$$

$$\frac{(T_{sup} - T_1)}{\frac{\text{espesor}_{\text{acero}}}{k_{\text{acero}}}} = \frac{k}{L} \cdot C \cdot \left[\frac{g \cdot \beta \cdot (T_1 - T_o) \cdot L^3}{\nu^2} \right]^n \cdot Pr^n \cdot (T_1 - T_o)$$

En este caso, h_{viento} es el coeficiente de convección para la superficie externa de la tapa, $\text{espesor}_{\text{acero}}$ es el espesor de la tapa del tanque (considerado aproximadamente igual al de las paredes), $\text{espesor}_{\text{gas}}$ es el espesor de la capa de CO_2 (3,72 m) y k_{gas} es la conductividad térmica del CO_2 (0,0165 W/m °C)⁴⁴. Cabe aclarar que la transferencia de calor por la capa de gas de dióxido de carbono se considera como un fenómeno de convección natural. Para la estimación del coeficiente convectivo se utiliza la correlación de Jakob⁴⁵ para cavidades horizontales calentadas desde abajo. En el caso del sistema planteado, la superficie caliente se encuentra en la parte superior del recinto, ya que la temperatura externa (35°C) es mayor a la interna para el jugo de fermentación en el reactor (28°C). Por ende, el arreglo real posee un factor convectivo menor al calculado por la correlación. La disposición real del sistema hace que la transferencia convectiva sea menor a la dada para un sistema donde la superficie caliente es aquella determinada por la base del recinto. Entonces, si el calor calculado para el arreglo teórico es despreciable, el valor real seguramente resulte también despreciable.

⁴⁴ <http://materias.fi.uba.ar/6731/Tablas/Tabla10.pdf>

⁴⁵ https://alojamientos.uva.es/guia_docente/uploads/2013/455/42611/1/Documento63.pdf

Resulta:

$$h_{conveccion\ natural} = 2,024 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Despejando T_{sup} , se obtiene:

$$T_{sup} = 306,949\ K = 33,949^{\circ}C$$

$$T1 = 306,91\ K = 33,91^{\circ}C$$

Con este valor se calcula el calor intercambiado:

$$Q_{techo} = 2,11\ KW$$

Como se observa, el valor para el factor convectivo obtenido es menor a los factores calculados anteriormente para la convección forzada en el exterior del reactor.

El calor intercambiado resulta efectivamente menor a los demás fenómenos de intercambio. Sin embargo, para el balance calórico se considera el valor calculado a modo estimativo, pero podría considerarse despreciable sin modificar significativamente los resultados.

5.6.7 Calor de reacción

Para calcular el calor de reacción, es necesario conocer la entalpía de formación de la reacción. Esta fue calculada previamente, y su valor es $\Delta H_f = -68\ KJ/mol$.

Se expresa esta entalpía por mol de etanol formado:

$$\Delta H_{rxn}^{\circ} = -34 \frac{KJ}{mol\ etanol}$$

Luego, se calcula el calor de reacción, multiplicando el calor de formación por la producción de etanol y luego dividiendo el mismo por 2, ya se tiene en cuenta que la reacción ocurre en dos fermentadores en paralelo.

$$Q_{rxn\ total} = 4359,55\ KW$$

$$Q_{rxn} = 2179,78\ KW$$

5.6.8 Calor de serpentín

Se calcula el calor necesario para refrigerar el sistema, con el objetivo de mantener la temperatura constante a 28°C.

Para ello se resuelve en balance de calor planteando anteriormente, redefinido como:

$$Q_{rxn} + Q_{agitación} + Q_{techo} + Q_{lateral} = Q_{serpentin}$$

Reemplazando los valores calculados previamente se obtiene:

$$Q_{serpentin} = 2297,83 \text{ KW}$$

5.7 Dimensionamiento del serpentín y requerimientos de agua

Para calcular el área requerida de intercambio, se obtiene de la siguiente ecuación:

$$Q_{serpentin} = U_s \cdot A_s \cdot DMLT$$

U_s es el coeficiente de intercambio global, cuyo valor es $1200 \frac{W}{m^2 \cdot K}$ (valor promedio para intercambiadores cuando el fluido interno como el externo es agua⁴⁴), A_s es el área de intercambio del serpentín y DMLT es la diferencia media logarítmica, definida como:

$$DMLT = \frac{(T_o - T_{w2}) - (T_o - T_{w1})}{\ln\left(\frac{T_o - T_{w2}}{T_o - T_{w1}}\right)} = 5,098 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Donde T_o es la temperatura del jugo de fermentación dentro del reactor, T_{w1} y T_{w2} las temperaturas del agua de refrigeración de entrada a 20°C (agua provista por el servicio de red⁴⁶) y de salida a 25°C , respectivamente.

Se obtiene un valor de área de serpentín de:

$$A_s = 376 \text{ m}$$

El caudal de agua de servicio se calcula como:

$$W_{agua} = \frac{Q_{serpentin}}{Cp_{agua} \cdot \Delta T_{agua}} = 110,47 \frac{Kg}{s}$$

Se considera $Cp_{agua} = 4,16 \frac{KJ}{Kg^\circ\text{C}}$

A partir del caudal de agua necesario y la velocidad de flujo en el serpentín, sugerida como $v_s = 3 \frac{m}{s}$ ⁴⁷, se calcula el diámetro de la tubería necesaria:

$$D_s = 21,7 \text{ cm}$$

Siendo el diámetro comercialmente más cercano igual a 22,86 cm (diámetro nominal 9 pulgadas), se calcula con este valor el largo de la tubería y el número de vueltas

⁴⁶ <http://ossesanjuan.com.ar/v2/institucional/servicio-agua-potable-en-san-juan/>

⁴⁷ Apuntes de cátedra sistema de control (2018). Velocidades medias orientativas para flujo de fluidos por cañerías. Departamento de Mecánica, Facultad de Ciencias Exactas y Tecnología, Universidad Nacional de Tucumán.

necesarias (se considera que el diámetro total ocupado por el serpentín es un 80% del diámetro del tanque, es decir, 12 m).

Se calcula el largo del serpentín necesario según la expresión $L_s = \frac{A_s}{\pi \cdot D_s}$, resultando:

$$L_s = 392,3 \text{ m.}$$

A este valor se le adicionan 4 metros de tubería recta, contemplando la entrada del agua refrigerante desde el techo al caldo de fermentación. El agua de refrigeración sale por la parte inferior del reactor y es enviada a un sistema de refrigeración específico para su recirculación.

$$\text{Numero de vueltas del serpentín} = 11$$

Para verificar que la incorporación del serpentín no desplaza un volumen tal que pueda llegar a rebalsar el reactor, se calcula el volumen total ocupado por la tubería:

$$\text{Volumen serpentín} = \frac{\pi \cdot D_s^2}{4} \cdot L_s = 28,62 \text{ m}^3$$

Comparando este volumen con el ocupado por el caldo de fermentación en su totalidad (2500 m³ aproximadamente), resulta despreciable el aumento de la altura del líquido y por lo tanto no se considera significativa para realizar una corrección.

Una vez fijada las dimensiones del serpentín, se procede a calcular el caudal de agua necesario para el día más frío de la región ($T_{inf} = 3^\circ\text{C}$). Para este análisis se realiza un esquema de cálculo similar al caso original. El caudal de agua de refrigeración resulta igual a 93,56 kg/s.

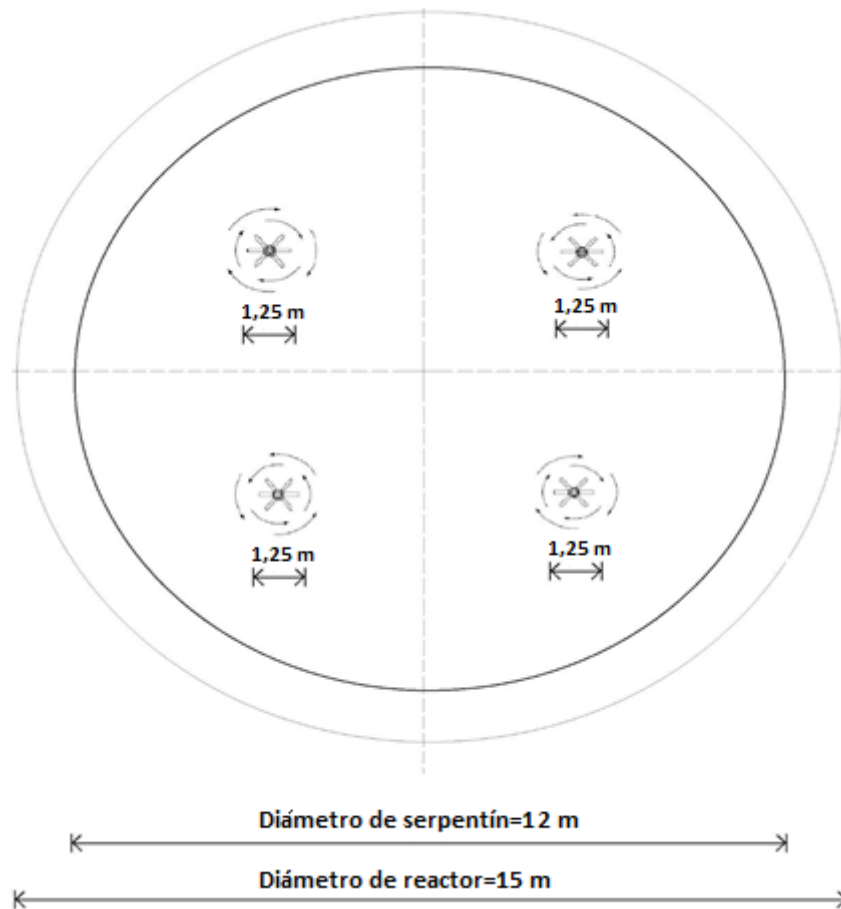


Figura 5.6: Diagrama del Fermentador.

5.8 Sistemas de control

Para el correcto funcionamiento del fermentador, se debe controlar y monitorear ciertos parámetros que indican si se está operando en los rangos óptimos. Los parámetros de seguimiento en el reactor son:

Variable de control	Variable manipulable
Temperatura	Caudal de agua de refrigeración
Espuma	Corriente de antiespumante
pH	Caudal de ácido o de base
Caudal de CO ₂	Apertura de válvula
Nivel de líquido	Caudal de entrada y salida

Tabla 5.8: Parámetros de control

Los equipos necesarios para llevar a cabo los controles de las distintas variables se concentran en la zona llamada “Puerto de Entrada”, sobre el cual se instalan, ajustan o fijan, los dispositivos necesarios sobre la tapa del tanque, por ejemplo, los sensores de temperatura y pH o probetas medidoras y el sello mecánico del eje del agitador ⁴⁸.

5.8.1 Temperatura

El propósito de este control es mantener constante la temperatura del caldo de fermentación a 28°C.

El sistema de control de temperatura consta de:

- Panel de control: donde se setea la temperatura deseada y el rango óptimo. El panel recibe la información del sensor y envía información a la válvula que regula el caudal de agua de refrigeración.
- Válvula: controla el caudal del agua de refrigeración.
- Sensor de temperatura: termocupla Pt 100.
- Depósito de agua.
- Bomba.

Se diseña un circuito cerrado en el cual el sensor envía una señal eléctrica a un control de temperatura, el cual actúa abriendo o cerrando la válvula del caudal de agua de refrigeración.

La temperatura mínima, máxima y el rango de tolerancia se setea en un panel de control. Por ejemplo, si la temperatura censada alcanza la temperatura mínima seteada, la válvula se cierra dejando pasar menor porcentaje de caudal. El flujo de agua de salida del serpentín vuelve al depósito para su posterior intercambio de calor, por medio de un equipo de refrigeración diseñado para garantizar que el agua que circula por el serpentín permita mantener la temperatura deseada en el reactor.

⁴⁸ Rivera Castillo, M. F. & Suarez Rea, D. P. (2010). Tesis: Diseño y construcción de un biorreactor batch aerobio para cultivo de bacterias degradadoras de petróleo. Escuela superior politécnica de Chimborazo, Riobamba, Ecuador. Pág.: 38-40

5.8.2 Espuma

La formación de la misma puede deberse a la presencia de bacterias muertas, sus productos metabólicos y a los extractos insolubles de las materias primas. La espuma es indeseable ya que puede causar una reducción del rendimiento de la fermentación, así como perturbaciones en su funcionamiento.⁴⁹

Un sistema de control de espuma consta de:

- Panel de controlador de antiespuma: comanda la válvula que dispensa el antiespumante y recibe la señal de medición del sensor de espuma.
- Válvula: recibe la señal eléctrica del control y en proporción a la misma abre o cierra dejando pasar el porcentaje de antiespumante adecuado.
- Sensor antiespuma: mide el nivel de espuma en el medio de fermentación; se especifica de acuerdo al tamaño del frasco dispensador de antiespumante.
- Depósito de antiespumante: debe contar con su propio sistema de filtración y equiparación de presión (externa e interna).

Se ubica el sensor de espuma dentro del reactor, conectado a la parte superior. El sensor mide y envía información al panel de control. El panel de control compara esa medición con el valor previamente seteado y si el valor medido supera el valor deseado, el controlador envía información a la electroválvula ubicada a la salida del depósito de antiespumante. La válvula permite el paso de un caudal de antiespumante proporcional a la diferencia entre el valor deseado y el medido del nivel de espuma.

5.8.3 Acidez (pH)

En el tanque madre se acondiciona el jugo para su ingreso al fermentador. El sensor de pH se encuentra colocado en el fermentador y en el tanque madre (control por cascada). El control envía la señal de regulación a las válvulas presentes en el tanque madre. El pH óptimo del reactor está ubicado en el rango entre 4,5 y 5,5.

El sistema de control de pH consta de:

- Válvula solenoide 1.
- Dispensador aséptico de base (Ca).
- Filtro microporo en línea.

⁴⁹ <https://www.cetotec.com/es/tecnologia-de-vinagre/fermentadores-de-vinagre-componentes/sistema-anti-espuma/>

- Manguera flexible resistente a la base.
- Válvula solenoide 2.
- Dispensador aséptico de ácido (H_2SO_4)⁵⁰.
- Filtro microporo en línea;
- Manguera flexible resistente al ácido;
- Sensor de pH: pH industrial que mide la acidez e informa al panel de control.
- Panel de control: recibe información del sensor de pH y, en base a la misma, envía información a las electroválvulas y bombas de ácido o base según corresponda.

Se colocan dos depósitos en la parte superior del tanque madre. Uno de ellos debe contener un lechada de cal y el otro una solución de H_2SO_4 .

Se coloca un pH-metro en el fermentador, el cual censa la acidez del medio y envía información al dispositivo PLC (controlador lógico programable). El mismo se setea previamente en el rango de pH óptimo de trabajo. Si el pH medido es inferior al pH seteado, el panel envía una señal a la válvula 1 que permite el paso del caudal de cal, accionando la bomba para suministrar el caudal necesario para la regulación de pH. Si el pH medido es superior, esta información es recibida por el PLC, el cual envía una orden a la válvula 2 para habilitar la bomba y dejar pasar el correspondiente caudal de ácido.

5.8.4 Dióxido de Carbono

Se dispone en la parte superior del fermentador de un conducto de purga que permite la evacuación del CO_2 generado durante la etapa de fermentación. Tras ser lavado, secado y comprimido, el CO_2 es almacenado en tanques diseñados específicamente para tal fin. El tratamiento que requeriría este gas para ser posteriormente comercializado excede el objetivo de este proyecto y no se detalla con exactitud.

El sistema de control para el CO_2 en el reactor consta de:

- Panel del controlador.
- Válvula: recibe la señal eléctrica del control y en proporción a la misma se abre o cierra dejando pasar el CO_2 acumulado en la parte superior del reactor.

⁵⁰ Marx, S. et al (2012). Ethanol production from tropical sugar beet juice. African Journal of Biotechnology Vol. 11(54), pp. 11709-11720.

- Sensor: la concentración de CO₂ se determina usando un sensor con auto calibración no dispersiva de infrarrojos.

Conocer la concentración de CO₂ en el sistema permite monitorizar continuamente el metabolismo de las levaduras y analizar parámetros de crecimiento celular. El analizador de gas se conecta directamente al controlador, permitiendo grabar y exportar datos para su posterior análisis.⁵¹

5.8.5 Nivel de líquido

Se propone un sistema de control a rango partido para llevar a cabo el seguimiento del nivel de líquido en el reactor. Se opera con dos válvulas que regulan la altura del líquido, cerrando el caudal de entrada (en el caso que se sobrepase un nivel máximo) o cerrando el caudal de salida (para el caso que se llegue a un nivel mínimo de líquido).

El sistema de control se encuentra compuesto por:

- Panel del controlador de nivel: Para la programación de estos lazos en el controlador, se configura una sola función proporcional, integral y derivativa (PID) y a cada válvula se le asigna un rango de la salida de dicha función PID.
- Válvula 1: recibe la señal eléctrica del control y en proporción a la misma abre o cierra permitiendo el paso del caudal de entrada del jugo.
- Válvula 2: recibe la señal eléctrica de control y en proporción a la misma abre o cierra dejando pasar el caudal de salida del caldo de fermentación.
- Sensor: mide el nivel de líquido en el medio de fermentación.

Además de los controles automáticos, se sugiere examinar diariamente el sustrato verificando la concentración de azúcar, inhibidores de reacción y concentración de levaduras para detectar cualquier tipo de anomalía en el proceso y corregirla eficientemente.

⁵¹ Trallero & Schlee. Fermentadores. (2012).

5.9 Anexo de Cálculos Mathcad

Los siguientes cálculos se corresponden y complementan con el Anexo de cálculos definido para el capítulo 4.

Según los resultados del informe de cinética (Dodici 2012), el tiempo de residencia total es de 20 hs.

$\tau := 19 \text{ h}$ Se considera 1 hora de latencia en el tanque madre (Dodici 2012).
Tiempo en el que se retrasa la producción de etanol.

Diseño de Fermentadores

$$\text{Volumen}_{\text{reactorprev}} := \text{jugocondV} \cdot \frac{\tau}{1000} = 5010.917 \text{ m}^3$$

Se sobredimensiona un 22, 875% por condiciones de seguridad (API-ASME) y para brindar al dióxido de carbono producido como producto secundario.

$$\text{Volumen}_{\text{reactores}} := 1.22875 \cdot \text{Volumen}_{\text{reactorprev}} = 6157.164 \text{ m}^3$$

Considerando que se diseñan dos tanques de fermentación: $N_{\text{tanques}} := 2$

$$\text{Volumen}_{\text{reactor}} := \frac{\text{Volumen}_{\text{reactores}}}{2} = 3078.582 \text{ m}^3$$

Se considera también que la altura del líquido es igual al diámetro del tanque:

$$\text{Volumen}_{\text{liquido}} := \frac{\text{Volumen}_{\text{reactorprev}}}{N_{\text{tanques}}} = 2505.458 \text{ m}^3$$

Dado

$$D := 10$$

$$\text{Volumen}_{\text{liquido}} = \frac{\pi \cdot D^3}{4}$$

$$\text{Diametro} := \text{Find}(D) = 14.721 \text{ m}$$

Con este valor de diámetro, calculo la altura del reactor para el valor de volumen sobredimensionado.

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

Dado

H := 10

$$\text{Volumen}_{\text{reactor}} = \frac{\pi \cdot \text{Diametro}^2 \cdot H}{4}$$

Altura := Find(H) = 18.088 m

Redondeo dimensiones a 18 m de altura y 15 m de diámetro

$$V_{\text{redondeado}} := \pi \cdot \frac{15^2 \cdot 18}{4} = 3180.863 \text{ m}^3 \quad \text{Volúmen real de cada reactor}$$

$$V_{\text{redondeado}} - \text{Volumen}_{\text{reactor}} = 102.281 \text{ m}^3 \quad \text{Volúmen de exceso}$$

5.10 Bibliografía

- API620: Diseño y construcción de grandes tanques de almacenamiento soldados de baja presión.
- Apunte de cátedra de la Facultad de Ingeniería de la UBA. Propiedades térmicas de algunos gases y vapores. Disponible en:
<http://materias.fi.uba.ar/6731/Tablas/Tabla10.pdf>
- Apuntes de cátedra de la Universidad nacional autónoma de México. (2017). Agitación y mezcla de fluidos. Disponible en:
http://www.cuautitlan.unam.mx/institucional/recursos_ensenanza/assets/material-didactico_agitacion-y-mezcla-de-fluidos.pdf
- Apuntes de cátedra sistema de control (2018). Velocidades medias orientativas para flujo de fluidos por cañerías .Departamento de Mecánica, Facultad de Ciencias Exactas y Tecnología, Universidad Nacional de Tucumán.
- Apunte de cátedra de la Facultad de Ingeniería de la UBA. Propiedades térmicas de algunas aleaciones. Disponible en:
<http://materias.fi.uba.ar/6731/Tablas/Tabla5.pdf>
- Armatec. Long shaft agitator. (2018). Disponible en:
<https://www.armatec-fts.com/en/products/agitators/long-shaft-agitator/>
- Asociación de la Industria del Poliuretano Rígido. Ventajas del poliuretano como aislante térmico. Disponible en:
<https://aislaconpoliuretano.com/ventajas-poliuretano-aislante-termico.htm>
- Cao, E. (2004). Transferencia de Calor en Ingeniería de Procesos.
- Castillo Uribe, V. (2003). Diseño y cálculo de un agitador de fluidos. Universidad del Bío-Bío. Chile.
- Cengel, Y. A. & Cimbala, J. M. (2006). Mecánica de fluidos: Fundamentos y aplicaciones, Tabla A-9, 1ª edición, McGraw-Hill.
- Cetotec Control antiespuma. Disponible en:
<https://www.cetotec.com/es/tecnologia-de-vinagre/fermentadores-de-vinagre-componentes/sistema-anti-espuma/>
- Enériz, J. M. CTE y la espuma rígida la espuma rígida de poliuretano proyectado como solución de aislamiento eficiente. Asociación de la industria de Poliuretano Rígido, Madrid, España. Disponible en:

http://www.aparejadoresmadrid.es/archivos/jornadaes/39/la_espuma_r%C3%ADgida_del_poliuretano_en_el_cte.pdf

- Goodfellow. (2018). Acero inoxidable. Información sobre el material. Disponible en: <http://www.goodfellow.com/S/Acero-Inoxidable-AISI-316.html>
- Inpralatina. (2007). Recubrimientos para tanques de almacenamiento. Disponible en: <http://www.inpralatina.com/20071210250/articulos/consultorio-del-pinturero/recubrimientos-para-tanques-de-almacenamiento.html>
- Johnson Acero. (2018). Asistencia: Preguntas frecuentes. Disponible en: <http://www.johnsonacero.com/preguntas-frecuentes/>
- Martínez Gómez, A., et al. (2011). Caracterización reológica de soluciones azucaradas para el proceso de evaporación-cristalización. Vol. 24, No. 1, pp. 61-71.
- Marx, S. et al (2012). Ethanol production from tropical sugar beet juice. African Journal of Biotechnology Vol. 11(54), pp. 11709-11720.
- McCabe, W. L. et al (1991). Apéndice 14: Propiedades del agua líquida. Operaciones unitarias en Ingeniería Química. Cuarta Edición, página 1084.
- Recio Cortés, F. J. (2010). Tesis: Corrosión de aceros inoxidables y galvanizados de alta resistencia, como alternativa a los aceros convencionales de pretensado. Instituto Eduardo Torroja, Madrid, España.
- Rivera Castillo, M. F. & Suarez Rea, D. P. (2010). Tesis: Diseño y construcción de un biorreactor batch aerobio para cultivo de bacterias biodegradadoras de petróleo. Escuela superior politécnica de Chimborazo, Riobamba, Ecuador. Pag: 38-40.
- Rodríguez Cordero, T. (2014). Tesis: Recubrimiento para la protección de un tanque fermentador de la Industria Alcohólica. Universidad Tecnológica de La Habana, La Habana, Cuba.
- Salvador Martínez García, Juan Andrés Gualda Gil. Electrónica de potencia: componentes, topologías y equipos. pag: 242 Tabla 7-4: valores de emisividad térmica de algunos metales.
- Silva, O. J. (2017). Recomendaciones para la construcción de tanques según la NSR-10. Disponible en: <http://blog.360gradosenconcreto.com/recomendaciones-la-construccion-tanques-segun-la-n-sr-10/>

- SRC. Tablas Emisividad para infrarrojos. Disponible en:
https://srcsl.com/catalogoPDFs/AreaTecnica/TABLAS_EMISIVIDAD_SENSORES_INFRAR ROJOS.PDF
- Stelzer. Agitadores comerciales. Disponible en:
<http://www.stelzer.eu/en/agitators/shs-shk-compact-series/>
- Trallero & Schlee. Fermentadores. (2012). Disponible en:
<file:///C:/Users/Usuario/Downloads/Capitulo%204%20Fermentadores.pdf>
- Uribe Ramírez, A R. et al. (2012). Agitación y mezclado. Universidad de guanajuato. Pag: 22-28.
- Weatherspark (2017). Datos de temperaturas en Pocito. Max:34°C y Min 3°C. Disponible en: <https://es.weatherspark.com/y/27329/Clima-promedio-en-Pocito-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o>
- <https://fisica.laguia2000.com/complementos-matematicos/numero-de-grashof>
- https://alojamientos.uva.es/guia_docente/uploads/2013/455/42611/1/Documento63.pdf
- <http://ossesanjuan.com.ar/v2/institucional/servicio-agua-potable-en-san-juan/>

6. Diseño de sistemas de separación

6.1 Introducción

Como se menciona en capítulos previos, es necesario obtener etanol de alta pureza (99% en volumen) para poder utilizarlo en cortes de combustibles. Para cumplir con dicha especificación, es necesario deshidratar el etanol producido luego del proceso de fermentación.

La corriente de salida del fermentador que se destina a la destilación (corriente libre de sólidos), compuesta por agua, etanol y azúcar, pasa a través de un tren de destilación para lograr el objetivo planteado.

En este capítulo se prueban distintos sistemas de separación, se realizan simulaciones de los mismo en el software de procesos UNISIM Desing® versión 390.1 y se presenta el sistema de separación óptimo.

6.2 Composición deseada

Las especificaciones de calidad que debe cumplir el bioetanol se encuentran determinadas por la Ley 26.093, decreto N° 109/07, artículo 3°, inciso C: “[...]La pureza de etanol deberá ser mayor al 99% en volumen, con el método ASTM D-5501 e IRAM 1465.”⁵²

6.3 Diseño del sistema de separación

Se desarrolla el diseño de los sistemas de separación utilizando el programa de simulación, seleccionando como paquete de termodinámico de fluidos el NRTL ideal.

El objetivo principal es la obtención de un caudal de etanol que cumpla con el requisito de pureza y con la producción anual fijada previamente.

⁵² Ministerio de Justicia y Derechos Humanos. Resolución 1295/2008.

Por otro lado, se deben tratar los subproductos que se obtienen a lo largo de todo el proceso, siendo el principal el dióxido de carbono.

El dióxido de carbono es uno de los gases más abundantes en la atmósfera, es el principal gas de efecto invernadero en la actualidad, producido como efluente de diversos procesos industriales. Se trata de un gas no polar y de alta solubilidad en agua, debido a su carácter ácido.

El objetivo es llevar a cabo la recuperación de la mayor cantidad de CO₂ generado durante el proceso de fermentación, para disminuir las emisiones de este gas a la atmósfera. Si bien el desarrollo y diseño de una sub planta de tratamiento de CO₂ no es tratado en este proyecto, se mencionan las etapas de tratamiento correspondientes a modo informativo.

6.3.1. Separación de CO₂

Uno de los productos de la reacción de fermentación es el dióxido de carbono. Para lograr su recuperación, el tanque de fermentación dispone en su parte superior de un conducto que permite la evacuación hacia la torre de lavado del CO₂. Se plantea una secuencia de operaciones que se detallan a continuación:

Lavado

En esta etapa se elimina cualquier impureza que pudiera contener la corriente de CO₂ procedente del tanque de fermentación. En este caso, la corriente procedente del fermentador contiene un 1% en peso de etanol arrastrado⁵³. Para conseguir eliminar el etanol de la corriente de CO₂, se procede a realizar un lavado de la corriente a presión atmosférica con agua a temperatura ambiente, de forma que por una de las corrientes se obtiene una corriente compuesta por etanol y agua y otra conformada por el CO₂ y algo de agua, en torno al 5%. La corriente de etanol-agua se recircula al fermentador con lo

⁵³ Gomez Garcia, F. Ingeniería de procesos de planta de fabricación de etanol con una capacidad de 20.000tn/año. Escuela técnica superior de Ingeniería Sevilla, España. (2015).

que se consiguen eliminar cualquier tipo de pérdida de etanol mientras que la corriente compuesta por CO₂ húmedo se conduce a la siguiente etapa de proceso.

Compresión

El CO₂ húmedo requiere ser comprimido para posteriormente ser secado y almacenado en estado líquido en el correspondiente tanque. Tras la compresión, la temperatura de salida del compresor se eleva. Por esto, se incorpora un intercambiador de calor para hacer disminuir la temperatura de la corriente de salida de forma que las siguientes etapas puedan desarrollarse a temperatura cercana a la ambiente.

Secado

El CO₂ húmedo se introduce en el interior de una columna rellena con sílica gel con el objeto de que la corriente de CO₂ a la salida tenga un contenido despreciable de humedad.

Almacenamiento

Una vez que la corriente de CO₂ se encuentra limpia y seca, se procede a su almacenamiento. Los tanques poseen un aislamiento de poliuretano con una barrera de vapor que provee protección contra el medio ambiente a la intemperie. Estos son fabricados en acero al carbón, de acuerdo a las normas ASME. El gas es mantenido a presiones cercanas a los 305 psi con una bobina de presurización que le permite ser almacenado por un periodo de tiempo indefinido, sin tener que ser venteado a la atmósfera⁵⁴.

6.3.2. Purificación Etanol

Para llevar a cabo la deshidratación del etanol, obtenido luego del proceso de fermentación, se plantea un sistema de separación seleccionado en capítulos anteriores. Para realizar la separación, se operan tres destiladores en serie. La primera columna es el pre concentrador, el cual separa la mayor cantidad de agua en la corriente de fondo y una mezcla de etanol y agua como destilado en la corriente de tope.

⁵⁴ Hernández Ramírez, R. Análisis de las tecnologías de reducción efectiva de las emisiones de CO₂ en plantas de producción de potencia. Universidad de Sevilla, Sevilla, España (2007).

El destilado de la columna de pre concentrador y el solvente elegido para la separación se alimentan a la segunda columna, columna extractiva. El solvente es extraído por el fondo en fase líquida con un mínimo de pérdidas en la fase de vapor. El etanol, con la pureza deseada, se obtiene como destilado.

La mezcla de solvente-agua obtenida en la segunda columna se transfiere a la tercera columna, diseñada para la recuperación de solvente. El solvente se recupera como corriente de fondo y se recicla a la columna extractiva. Esto se encuentra representado en la figura 6.1. Debe señalarse que el orden de separación que se muestra en esta figura no es el único posible.

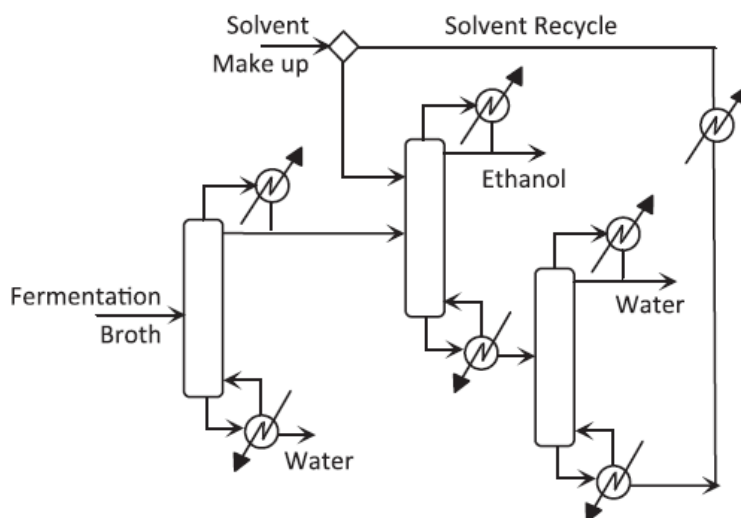


Figura 6.1 - Configuración de destilación extractiva clásica.

Fuente: Errico, M. and Rong, B.-G. (2012).

Por medio de un condensador parcial en la tercera columna, la corriente compuesta por etanol-agua, se recicla a la primera columna para aumentar la obtención de etanol anhidro (ver figura 6.2). Esta configuración complementa el primer arreglo mencionado en caso de que parte del etanol obtenido se pierda por la base del proceso extractivo y se destile en la tercer etapa. Esta última modificación puede reducir los requisitos de calentamiento y enfriamiento en más de un 20%⁵⁵.

⁵⁵ Taylor, M. & Wankat, P.C. Increasing the energy efficiency of extractive distillation, Separation Science and Technology 39 (2005) 1–17.

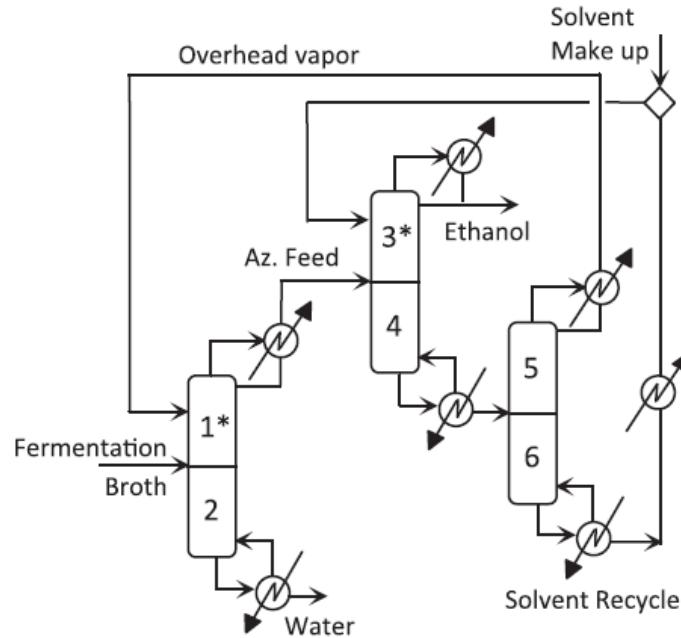


Figura 6.2- Configuración extractiva.

Fuente: Errico, M. and Rong, B.-G. (2012).

A continuación, se detallan los objetivos del sistema de destilación, representados como composiciones requeridas en cada columna.

Primer destilador	Composición requerida en tope	W etanol < 0.956 (azeótropo)
	Composición requerida en el fondo	W etanol menor posible

Segundo destilador	Composición requerida en tope	99% v/v
	Composición requerida en el fondo	W etano menor posible (trazas)

Tercer destilador	Composición requerida en tope	W solvente menor posible (trazas)
	Composición requerida en el fondo	W de solvente lo mayor posible

*W representa la composición en fracción másica.

Tabla 6.1- Composiciones requeridas.

6.4 Simulación

Para realizar el diseño del proceso de purificación de etanol, se plantea el sistema de destilación extractiva con reciclo de solvente. Durante las simulaciones se modifican parámetros tales como la relación de reflujo externa, el caudal de reflujo o las composiciones de componentes según el caso. Una vez que obtienen los parámetros óptimos del sistema, se fijan para la representación de resultados. Para esto se define previamente el número de platos total de cada torre y los platos de alimentación respectivos. Este procedimiento permite expresar el arreglo óptimo para alcanzar los requerimientos del sistema.

6.4.1. Diseño y simulación del sistema de destilación

6.4.1.1 Primera columna

Se alimenta con la corriente líquida de fermentación y se busca llegar por medio de la destilación a una composición inferior a la azeotrópica.

Los parámetros que se fijan para este caso son: relación de reflujo externa y caudal de reflujo.

Se evalúan las composiciones de las corrientes de salida, el calor en el condensador y reboiler.

Analizando los resultados, se muestran las características de la primer columna del sistema elegido:

Presión de trabajo	1 atmósfera		
Nº de platos	10		
Plato de alimentación	6		
Relación de reflujo externa	4,6		
Tasa de reflujo	121.000 kg/h		
Caudal corriente de entrada (F)	247.660,843 kg/h	W etanol	0,0832
		W agua	0,9145
		W azúcar	0,0023

Temperatura (F)	70°C		
Caudal corriente Tope (A)	26.303,885 kg/h	W etanol	0,7831
		W agua	0,2169
		W azúcar	0
Temperatura (A)	79,22°C		
Caudal corriente Fondo (S)	221.356,957 kg/h	W etanol	0,0001
		W agua	0,9973
		W azúcar	0,0026
Temperatura (S)	100°C		
Calor Condensador	1,706.10 ⁸ KJ/h		
Calor Reboiler	1,993.10 ⁸ KJ/h		

Tabla 6.2: Características primera torre.

6.4.1.2 Segunda columna

Se procede de manera análoga a la anterior columna. En este caso los parámetros fijados para la simulación son: Relación de reflujo externa composición volumétrica de corriente de etanol.

Se analizan los resultados y se selecciona la columna con las siguientes características:

Presión de trabajo	1 atmósfera		
Nº de platos	35		
Plato de alimentación	Corriente de entrada (A)	30	
	Recirculación de glicerol	1	
Relación de reflujo externa	3,5		
Tasa de reflujo	73.000 kg/h		
Caudal corriente de entrada (A)	26.303,885 kg/h	W etanol	0,7831
		W agua	0,2169
		W azúcar	0
Temperatura (A)	79,22°C		

Caudal corriente Tope (E)	20.859,435 kg/h	W etanol	0,9875
		W agua	0,0125
		W glicerol	0
Temperatura (E)	78,12°C		
Caudal corriente Fondo (S2)	14.444,79 kg/h	W etanol	0
		W agua	0,377
		W glicerol	0,623
Temperatura (S2)	108,8°C		
Caudal de Glicerol recirculado (S3B)	9000 kg/h	W etanol	0
		W agua	0,0001
		W glicerol	0,9999
Temperatura de Glicerol recirculado (S3B)	246,2°C		
Calor Condensador	8,04.10 ⁷ KJ/h		
Calor Reboiler	7,738.10 ⁷ KJ/h		

Tabla 6.3: Características segunda torre.

6.4.1.3 Tercera columna

Dado que el glicerol posee una temperatura de descomposición de 250°C, se trabaja a una temperatura para el glicerol en el reboiler de 246,2°C con motivo de aumentar su capacidad extractiva y evitar la descomposición.

Para la simulación, en este caso se fijan los parámetros de relación de reflujo externa y composición de glicerol en la salida de fondo.

Las características de esta torre se muestran en la siguiente tabla:

Presión de trabajo	0,3 atm
Nº de platos	10
Plato de alimentación	5

Relación de reflujo externa	2		
Tasa de reflujo	10.900 kg/h		
Caudal corriente de entrada (S2e)	14.440 kg/h	W etanol	0
		W agua	0,377
		W glicerol	0,623
Temperatura (S2e)	77,31		
Caudal corriente Tope (S4)	5445 kg/h	W etanol	0
		W agua	1
		W glicerol	0
Temperatura (S4)	69,11°C		
Caudal corriente Fondo (S3)	9000 kg/h	W etanol	0
		W agua	0,0001
		W glicerol	0,9999
Temperatura (S3)	246,2°C		
Calor Condensador	3,818.10 ⁷ KJ/h		
Calor Reboiler	4,090.10 ⁷ KJ/h		

Tabla 6.4: Caracterización columna de regeneración de solvente.

Con las columnas definidas, se logra cumplir con la cantidad y calidad de etanol requerida de 20.859,43 kg/h. Este flujo másico representa un flujo volumétrico de 187.920 m³/año con una pureza del 99% v/v.

6.5 Resultados de las simulaciones

Luego de realizar las distintas simulaciones para las tres columnas y diferentes conexiones, se determina que el proceso de separación óptimo para obtener etanol es el siguiente:

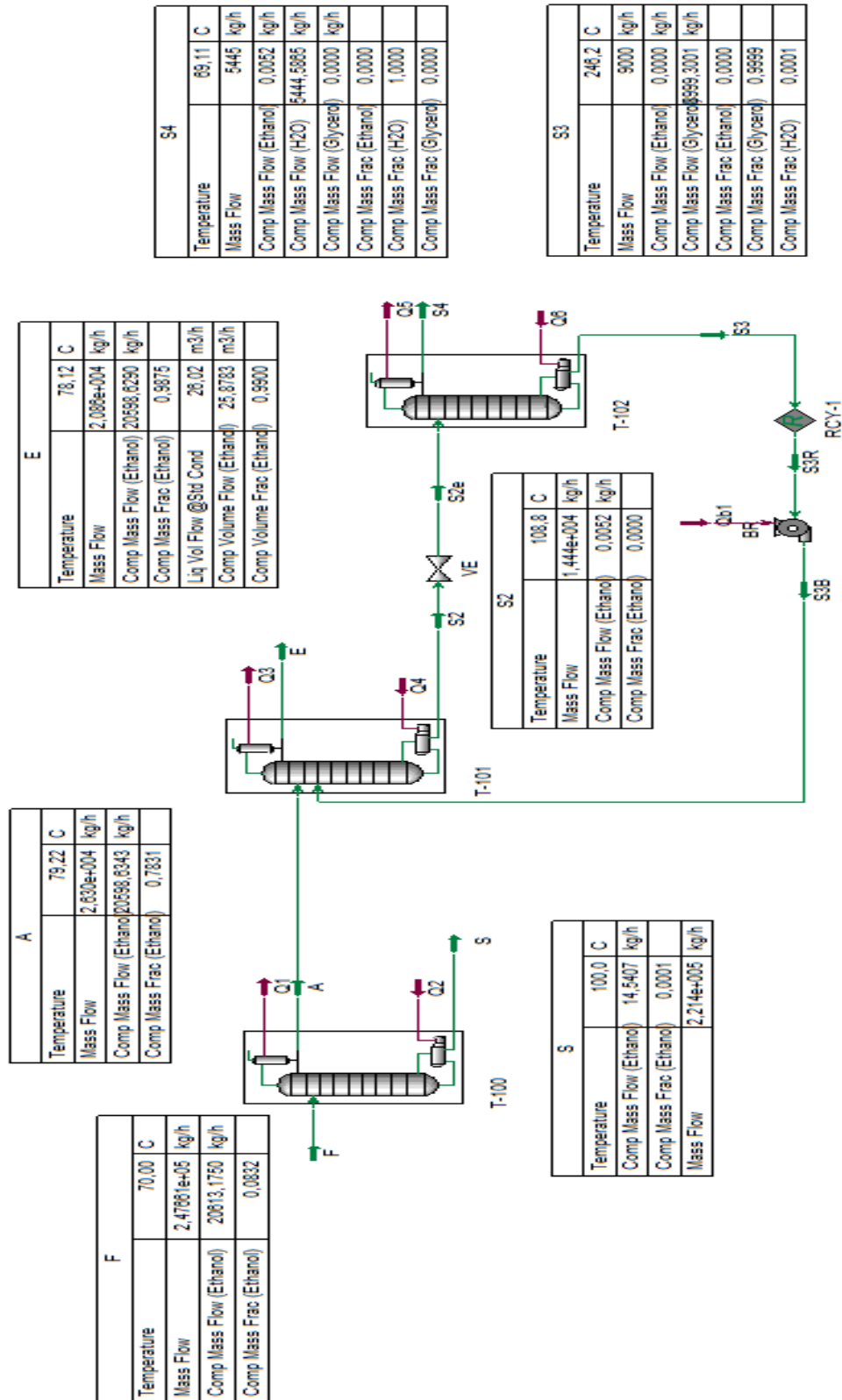


Figura 6.3 - Configuración del sistema de destilación.

Según los arreglos teóricos mencionados anteriormente, en el sistema planteado no se realiza el reciclo del destilado de la tercer torre en la primera. Esto se debe a que el arreglo simulado es tan efectivo que en el destilado de la tercera torre no hay presencia de etanol. El proceso de destilación extractivo permite obtener prácticamente todo el etanol conseguido en la fermentación. El destilado de la tercera torre es de agua pura.

Debido a que la tercera torre trabaja a una presión menor a la atmosférica (30kPa) es necesaria la instalación de una válvula de expansión, como se muestra en la figura anterior.

Es debido a esta baja presión que el glicerol es recirculado a una alta temperatura (246,2 ° C), pero es esta condición térmica la que favorece el proceso extractivo.

También, se muestra en la simulación que para llevar a cabo el reciclo es necesaria la instalación de una bomba que permita elevar la presión del destilado de la tercera torre (30kPa) a la correspondiente presión de trabajo de la segunda (101,3 kPa).

6.5. Bibliografía

- Apunte de cátedra. *Diseño del Sistema de Separación*. (2018).
- Errico, M. and Rong, B.-G. *Synthesis of new separation processes for bioethanol production by extractive distillation*. Separation and Purification Technology (2012) 96: 58–67.
- Gomez Garcia, F. *Ingeniería de procesos de planta de fabricación de etanol con una capacidad de 20.000tn/año*. Escuela técnica superior de Ingeniería Sevilla, España. (2015).
- Hernández Ramírez, R. *Análisis de las tecnologías de reducción efectiva de las emisiones de CO₂ en plantas de producción de potencia*. Universidad de Sevilla, Sevilla, España (2007).
- Kiss, A.A. & Ignat, R.M. (2012) *Innovative single step bioethanol dehydration in an extractive dividing-wall column*. Separation and Purification Technology (2012); 98: 290–297.
- Ministerio de Justicia y Derechos Humanos. *Resolución 1295/2008*. Disponible en: <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/145000-149999/147291/norma.htm>
- Palm-alimentos. Disponible en: <http://alimentospamp.com/wp-content/uploads/2015/07/Glicerina-cruda-y-Refinada.pdf>
- Taylor, M. & Wankat, P.C. *Increasing the energy efficiency of extractive distillation*. Separation Science and Technology 39 (2005) 1–17.
- Uyazán, A.M. et al. *Producción de alcohol carburante por destilación azeotrópica homogénea con glicerina*. Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, Colombia. Disponible en: http://www.ciiq.org/varios/peru_2005/Trabajos/II/2/2.2.16.pdf
- <https://spanish.alibaba.com/product-detail/good-quality-best-price-industrial-distillation-rectification-column-60188494611.html?spm=a2700.8699010.normalList.2.6b673f53BQHb3S>

7. Equipos auxiliares y sistemas de integración energética

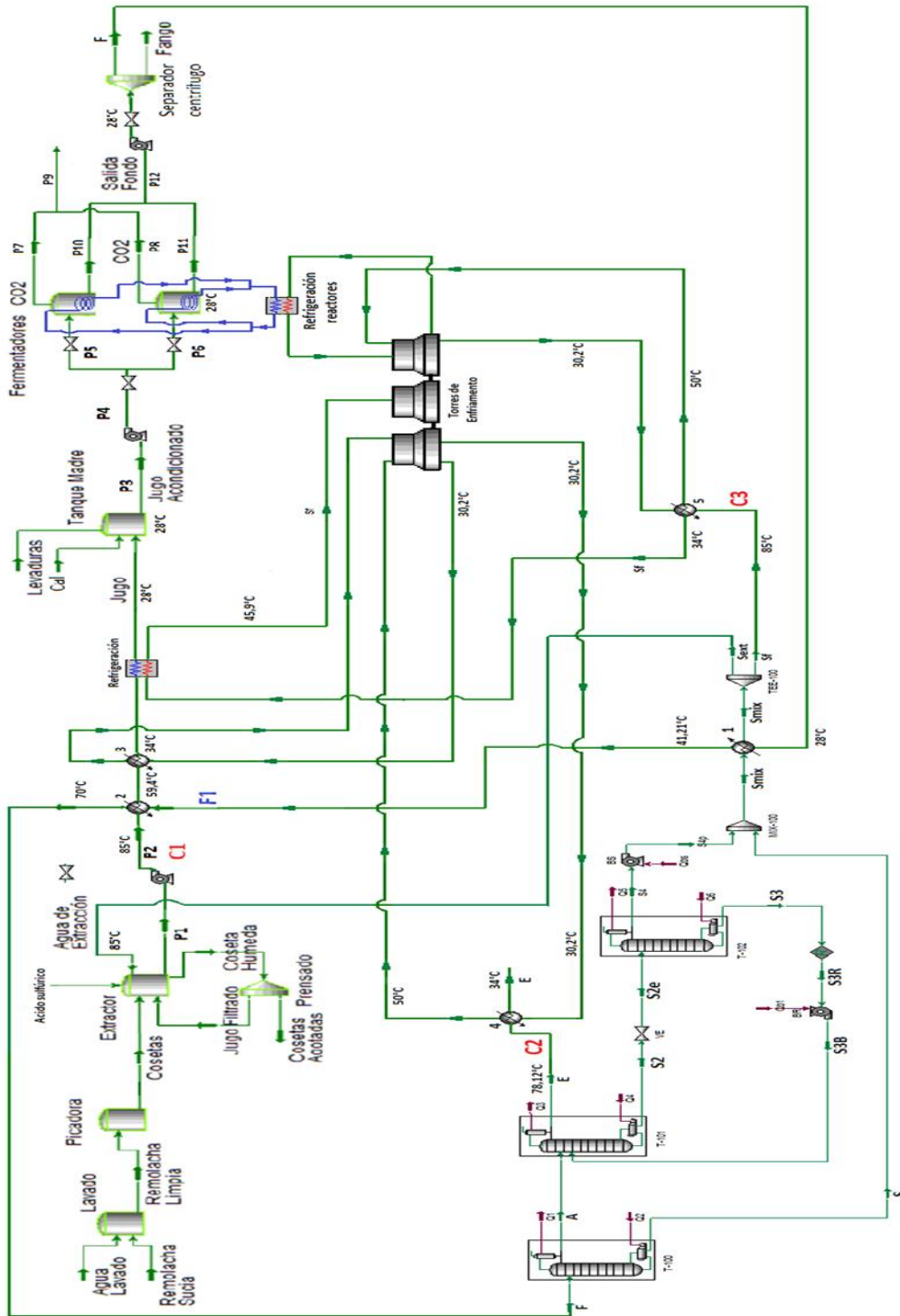


Diagrama orientativo global del proceso

7.1 Equipos para acondicionamiento de materia prima

En esta fase, se prepara y se lava la remolacha para su posterior molturado. Los equipos necesarios son:

1. Despedrador
2. Desyerbador
3. Lavador de tambor
4. Tolva de remolacha
5. Molino de corte

7.1.1 Despedrador

Estos equipos se encargan de eliminar gran parte de las rocas y piedrecillas existentes en la remolacha. Se elige la empresa PUSTCH® como proveedor de este equipo. Los modelos existentes son los siguientes: BB

	TSA 3000	TSA 3500	TSA 4000	TSA 4500	TSA 5200
Measurements:					
Length (Bucket width 800 mm):	131.9" (3350 mm)	136.5" (3466 mm)	138.5" (3517 mm)	154.3" (3920 mm)	170.5" (4330 mm)
Width:	130.4" (3312 mm)	148.1" (3763 mm)	174.5" (4433 mm)	195.9" (4976 mm)	220.9" (5612 mm)
Height:	119.4" (3033 mm)	141.7" (3598 mm)	164.5" (4178 mm)	184.4" (4684 mm)	205.9" (5230 mm)
Weights:					
Empty weight:	19841 lb (9000 kg)	24250 lb (11000 kg)	29542 lb (13400 kg)	54013 lb (24500 kg)	80909 lb (36700 kg)
Operating weight:	57320 lb (26000 kg)	70547 lb (32000 kg)	32673 lb (37500 kg)	123458 lb (56000 kg)	165346 lb (75000 kg)

Tabla 7.1. Fuente: Empresa PUSTCH®

Considerando que la cantidad de remolacha a tratar es de 210975 Kg/h, se toma el modelo TSA 5200 cuya capacidad corresponde a 38300 Kg. Se necesitan entonces 5 equipos funcionando en paralelo para cubrir con una demanda de 191500 Kg, junto con un equipo modelo TSA 3500 para cubrir con la demanda total. Los despedradores elegidos para formar parte de la planta serán de tipo tambor, PUSTH® -TSA5200 y TSA 3500 construidos de acero al carbono. Este tipo de equipos se usa en plantas con

transporte hidráulico, donde el tambor se apoya dentro de un alojamiento soldado a la tubería de transporte de agua y remolacha.

Potencias de consumo⁵⁶:

TSA 5200: 15 kVA.

TSA 3500: 5,5 kVA.

Como se observa, estos valores de potencia corresponden a valores de potencia aparente (kVA). Para calcular la potencia de trabajo (kW), se debe multiplicar este valor aparente por un factor de potencia (kW/kVA). Se considera para este caso: $fp = 0.75$, tomando el caso para una construcción o instalación química⁵⁷.

La potencia de trabajo total resulta entonces:

$$PT = [5. (15 \text{ kVA}) + 5,5 \text{ kVA}] \cdot 0,75 \frac{\text{kW}}{\text{kVA}} = 60,4 \text{ kW}$$

7.1.2 Desyerbador

El desyerbador consiste en un bidón construido mayoritariamente de acero al carbono, que está montado sobre cojinetes de rodillos. La remolacha ingresa al desyerbador y se eliminan todo tipo de raicillas, hierbas y hojillas que pueden permanecer luego de la acción de los equipos previos.

Se comparan a continuación modelos posibles provistos por la empresa PUTSCH®.

Technical Data*				
	Typ BZK 500	Typ BZK 750	Typ BZK 1000	Typ BZK 1500
Measurements:				
Length:	63" (1600 mm)	72.8" (1850 mm)	82.7" (2100 mm)	102.4" (2600 mm)
Width:	43.3" (1100 mm)	47.2" (1200 mm)	47.2" (1200 mm)	47.2" (1200 mm)
Height:	39.4" (1000 mm)	39.4" (1000 mm)	39.4" (1000 mm)	39.4" (1000 mm)
Weights:				
Empty weight:	1984 lb (900 kg)	2315 lb (1050 kg)	2646 lb (1200 kg)	3307 lb (1500 kg)
Operating weight:	3968 lb (1800 kg)	4630 lb (2100 kg)	5291 lb (2400 kg)	6614 lb (3000 kg)
Machine performance:				
	16535 lb/h (7500 kg/h)	24802 lb/h (11250 kg/h)	33069 lb/h (15000 kg/h)	55116 lb/h (25000 kg/h)

Tabla 7.2. Fuente: Empresa PUSTCH®

⁵⁶ <https://www.putschusa.com/sites/default/files/2017-03/putsch-rock-catchers.pdf>

⁵⁷ <https://www.electricaplicada.com/que-es-el-factor-de-potencia/>

Considerando el caudal de remolacha a tratar mencionado anteriormente en la tapa de despedrado (210975 kg/h), se requiere la instalación de 8 desyerbadores Typ BZK 1500, cuya capacidad máxima es de 25000 Kg/h, junto con la instalación de un equipo Typ BZK 750. Estos desyerbadores deben instalarse en serie, con motivo de cubrir la demanda total de materia prima.

7.1.3 Lavadora de rodillos

Para remover el excedente de tierra y suciedad que pueden arrastrar las remolachas hasta esta etapa, se utilizan lavadoras de rodillos industriales. Al pasar por estas mesas de rodillos de lavado a presión, las remolachas son rociadas por toda su superficie, lo que permite separar de forma eficiente la mayor parte de la suciedad y las pequeñas hierbas. Debido a la geometría optimizada de los rodillos, el tiempo de contacto de las remolachas con el agua de lavado se reduce, disminuyendo así la extracción de azúcar. La limpieza principal se realiza con agua de arrastre recirculada, permitiendo así la reutilización de la misma.

La siguiente tabla muestra los diferentes modelos propuestos por la empresa PUTSCH®:

DRW-Typ / JWRT type / Tipo MRLP	1600	1800	2000	2300	2800
ca. Länge (a) / Longitud aprox. (a)					
bei 8 Wellen / con 8 ejes	2680 mm	2680 mm	2680 mm	2680 mm	2680 mm
bei 10 Wellen / con 10 ejes	3280 mm	3280 mm	3280 mm	3280 mm	3280 mm
bei 12 Wellen / con 12 ejes	3880 mm	3880 mm	3880 mm	3880 mm	3880 mm
bei 18 Wellen / con 18 ejes	5680 mm	5680 mm	5680 mm	5680 mm	5680 mm
Length (a) approx.					
with 8 shafts	106"	106"	106"	106"	106"
with 10 shafts	129"	129"	129"	129"	129"
with 12 shafts	153"	153"	153"	153"	153"
with 18 shafts	224"	224"	224"	224"	224"
ca. Arbeitsbreite (b) / Ancho de trabajo aprox. (b)					
Working width (b) approx.	1662 mm	1836 mm	2020 mm	2296 mm	2848 mm
	65"	72"	80"	90"	112"
ca. Gesamtbreite (c) / Ancho total aprox. (c)					
Over-all width (c) approx.	3130 mm	3310 mm	3490 mm	3760 mm	4320 mm
	123"	130"	137"	148"	170"
ca. Höhe (d) / Altura aprox. (d)					
Height (d) approx.	1700 mm	1700 mm	1700 mm	1700 mm	1700 mm
	67"	67"	67"	67"	67"
Verarbeitungskapazität / Capacidad de procesamiento					
Throughput capacity	300 t/h	400 t/h	500 t/h	600 t/h	750 t/h
	330 ton/h	440 ton/h	550 ton/h	660 ton/h	830 ton/h
Antriebsleistung / Welle					
Drive capacity / shaft	2,2 kW	2,2 kW	2,2 kW	3 kW	4 kW
	3 hp	3 hp	3 hp	4 hp	5.4 hp
Potencia de accionamiento / eje	2,2 kW	2,2 kW	2,2 kW	3 kW	4 kW
Schwemmwasserdurchsatz bei Standardkonfiguration / Flume water flow rate in standard configuration					
Caudal de agua de arrastre en configuración estándar					
bei 11 bar Druck / con 11 bar de presión	188 m³/h	224 m³/h	240 m³/h	280 m³/h	344 m³/h
bei 7 bar Druck / con 7 bar de presión	152 m³/h	176 m³/h	192 m³/h	220 m³/h	272 m³/h
with 160 psi pressure	828 gpm	988 gpm	1056 gpm	1232 gpm	1516 gpm
with 102 psi pressure	668 gpm	776 gpm	844 gpm	968 gpm	1196 gpm
Kondensatdurchsatz bei Standardkonfiguration / Condensate flow rate in standard configuration					
Caudal de condensado en configuración estándar					
bei 4 bar Druck / con 4 bar de presión	56 m³/h	68 m³/h	72 m³/h	82 m³/h	104 m³/h
with 58 psi pressure	246 gpm	300 gpm	318 gpm	360 gpm	458 gpm

Tabla 7.3. Fuente: Empresa PUSTCH®

Se selecciona el modelo 1600 debido a que posee una capacidad de procesamiento de 300 toneladas por hora. Como criterio conservador se selecciona el equipo más grande, de 18 ejes. Siendo el consumo considerado como la potencia de accionamiento de los ejes, en total resulta un consumo igual a 40 kW aproximadamente.

Considerando la capacidad de procesado máxima del equipo, corresponde un caudal de agua total a utilizar para el lavado de 244 m³/h. Sin embargo, según el requerimiento de 211 toneladas por hora de remolacha, correspondería un caudal de agua total de 171,6 m³/h.

7.1.4 Tolva de remolacha

Para un buen tratamiento de la remolacha antes de ser cortada y enviada al difusor o extractor, se necesita un espacio de almacenamiento hasta su posterior corte en cosetas. Este equipo se conecta al molino de corte por la parte superior y servirá para almacenar la remolacha una vez termine su acondicionamiento de limpieza y lavado previo.

La tolva elegida será proporcionada por la empresa PUTSCH®, líder en fabricación de tanques y tolvas de plástico y acero inoxidable, aptos para industria alimentaria. Están contruidos siguiendo las normas de ISO-9001/200

7.1.5 Molino de corte

Para obtener una mayor concentración de sacarosa en el jarabe de azúcar, es preciso cortar la remolacha en finas tiras (cosetas), como se menciona en capítulos previos. Para esto se utilizan molinos de tambor.

Se selecciona el modelo TSM 1800-18-600 S de la empresa PUTSCH®. Este equipo posee una capacidad máxima de corte es de 8818 ton/d, para cubrir la demanda necesaria de 5236 toneladas de remolachas diarias.

Las propiedades del molino a implementar se resumen en la siguiente tabla:

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

Measurements:	
Length:	108.27" (2750 mm)
Width:	91.34" (2320 mm)
Height:	87.00" (2210 mm)
Hopper connection:	
Length:	60.43" (1535 mm)
Width:	50.00" (1270 mm)
Size of hopper connection:	20.99 ft ² (1,95 m ²)
Exit opening of the chute into the slicing drum:	14.53 ft ² (1,35 m ²)
Diameter of the slicing drum (Nominal slicing diameter):	70.80" (1800 mm)
Number of knife boxes:	18
Dimensions of knife boxes:	26.38" x 13.78" (670 mm x 350 mm)
Cutting length of knife boxes:	23.62" (600 mm)
Weights:	
Empty weight including knife boxes:	22046 lb (10000 kg)
Service weight with beet filling:	26455 lb (12000 kg)
Capacity of installed motors:	
3-phase A. C. drive:	110 kW
D. C. drive:	90 kW
Hydraulic installation:	4 kW
Positioning drive:	0,75 kW
Connected load (total):	125 kVA
Machine control:	SPS
Revolutions:	
Speed of main motor:	2200 min ⁻¹
Speed ratio of the planetary gear:	1 : 26,19
Speed drive of the V-belt drive:	1 : 1,5
Total speed ratio:	1 : 39,2
Range of control:	1 : 11
Maximum drum rotation (in slicing direction):	55 min ⁻¹
Minimum drum rotation (in slicing direction):	5 min ⁻¹
Nominal slicing capacity:	
With PUTSCH® beet knives with 19-div., high setting 0.19" (5 mm), distance of the knife from the forlayer 0.27" - 0.31" (7-8 mm)	up to 8818 ton/d (8000 t/d)

Tabla 7.4. Fuente: Empresa PUSTCH®

Considerando con factor de potencia igual a 0,75 se calcula la potencia de trabajo para este equipo:

$$PT = 125 \text{ kVA} \cdot 0,75 \frac{\text{kW}}{\text{kVA}} = 93,75 \text{ kW}$$

7.2 Transporte de sólidos

Para el diseño de la planta de bioetanol en cuestión, el movimiento de caudales de materiales sólidos comprende desde la descarga de las remolachas en la planta hasta el ingreso de las mismas al equipo de extracción de sacarosa. Además se contempla el traslado de la levadura necesaria para el proceso y su descarga en el tanque madre de acondicionamiento.

7.2.1 Cintas transportadoras

Suelen operarse de manera horizontal, sin embargo puede asignárseles algún grado de inclinación generalmente limitado por ángulos de 15 a 20 grados. El límite del ángulo de inclinación se define para evitar movimiento del material durante el transporte. Si se requieren cambios de pendiente de mayor magnitud, el diseño debe incluir laterales corrugados o canaletas de transporte, que eviten la pérdida de material.

La capacidad de la cinta depende del ancho de la misma, la velocidad, la inclinación del transporte y las características del material. El rango de velocidades que contemplan estos equipos se encuentra entre 30 y 120 m/min.

En la planta, las cintas transportadoras se encuentran realizadas en acero inoxidable, lo que evita la corrosión de las mismas. Se utilizan para transportar las remolachas desde la descarga en la planta hasta el proceso de lavado, pasando previamente por el despredador y el desyerbador. Posteriormente se envían las remolachas limpias al molino de molturación. Las cosetas obtenidas también se transportan en cintas hasta el extractor.

Para conocerla potencia consumida por las cintas transportadoras, se utiliza información aportada por proveedores⁵⁸. Los datos técnicos considerados se muestran en la siguiente tabla:

⁵⁸ <https://www.saborqueesnuestro.com.mx/products/cinta-transportadora-de-muelle.html>

Belt Width (mm)	Belt Length (m) /Power (Kw)			Belt Speed (m/S)	Capacity (t/h)
400	≤12/1.5	12~20/2.2	20~25/3	0.8~2.0	40~80
500	≤12/3	12~30/4	20~30/5.5	0.8~2.0	78~191
650	≤12/4	12~20/5.5	20~30/7.5	0.8~2.0	131~323
800	≤10/4	10~15/5.5	15~25/7.5	1.0~2.0	278~546
1000	≤10/5.5	10~20/7.5	20~25/11	1.0~2.0	435~853
1200	≤10/7.5	10~20/11	20~25/15	1.0~2.0	655~1284

Tabla 7.5. Fuente: www.saborqueesnuestro.com.mx/products/cinta-transportadora-de-muelle.html

Se desconoce a priori la longitud de cinta transportadora a utilizar. Por lo tanto, se considera que los equipos de pretratamiento de remolacha se encuentran cercanos entre sí para utilizar la menor longitud posible de cinta. Para determinar un valor de potencia consumida, se considera en la tabla un rango de capacidad de entre 131 y 323 tn/h y una longitud de cinta de entre 20 y 30 m (se toma el más alto por criterio conservador). Resulta entonces una potencia consumida de 7,5 kW aproximadamente.

7.3 Equipos para acondicionamiento de fluidos

7.3.1 Extractor

El extractor se construye en acero inoxidable, manteniendo una temperatura de trabajo de 85°C y un pH= 3⁵⁹. En esta etapa se ingresa agua caliente en contracorriente y se sulfata la mezcla con ácido sulfúrico 10% v/v, para quitar el color al azúcar y remover impurezas.

El equipo esta con formado por grandes piletones y es capaz de separar el jugo crudo de las cosetas húmedas que posteriormente se presan para su aprovechamiento como materia prima para la síntesis de pellets. El líquido removido luego del prensado se recircula al equipo de extracción para reducir la pérdida de sacarosa.

7.3.2 Filtro prensa

El prensado de las cosetas húmedas que fueron sometidas al proceso de extracción se realiza a partir de un filtro prensa. Este equipo es capaz de remover el agua

⁵⁹ <http://repository.lasalle.edu.co/bitstream/handle/10185/16871/42011013.pdf?sequence=2>

remanente en las cosetas formando lodos concentrados en los restos de la remolacha. El líquido es recirculado al sistema de extracción para garantizar la reutilización de agua que puede contener sacarosa potencialmente utilizable en la fermentación. Puede utilizarse un filtro prensa de bastidor serie VPA, provisto por la empresa Metso Corporations⁶⁰. El equipo consta de una prensa tubular de membrana, con una capacidad máxima de hasta 250 toneladas por hora.

7.3.3 Tanque madre

En este tanque se incorporan las levaduras y se lleva a cabo el acondicionamiento de las mismas a una temperatura de 28°C y pH=5. El acondicionamiento de pH se realiza incorporando una solución de cal disuelta en agua al sistema.

Las levaduras se ingresan al tanque por medio de una tolva que descarga el caudal necesario para la posterior fermentación.

El tiempo de residencia asociado a esta etapa se determina según la etapa de latencia de la levadura, antes de comenzar con la generación de etanol. Esta etapa de latencia es de una hora.

A partir de esta magnitud temporal se dimensiona el tanque madre. Resulta un volumen de 308 m³, cuyo diámetro es de 7 m y una altura de 8 m (Ver *Anexo Cálculos Mathcad* al final del capítulo).

Para garantizar condiciones inocuas en las levaduras, el tanque se construye en acero inoxidable.

7.3.4 Clarificador centrífugo

Este equipo permite separar la levadura agotada y sólidos en suspensión que permanecen en el flujo de salida de los fermentadores. Se decide en esta etapa que la levadura no se recircula en el fermentador, ya que el tiempo de residencia en los reactores contempla la actividad de las levaduras hasta el punto donde la producción de etanol es óptima (Dodíc 2012⁶¹). Este equipo de separación debe ser capaz de separar todos los sólidos en suspensión y permitir circular un fluido limpio al tren de destilación, compuesto por etanol, azúcar disuelta sobrante y agua.

⁶⁰ <http://www.directindustry.es/prod/metso-corporation/product-9344-599784.html>

⁶¹ <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0306261912003649>

Se propone el uso de un separador centrífugo de tambor y espiral de dos fases para levadura, construido en acero inoxidable. Se elige el modelo Lw720x2950b provisto por la empresa XBSY (ver catálogo⁶²), cuya capacidad de caudal es de 70 a 120 m³/h. Considerando que el flujo total que sale de los fermentadores y se somete a centrifugación, es igual a 263,6 m³/h (ver Anexo 1), se propone la implementación de tres separadores centrífugos trabajando en paralelo para cubrir con la demanda de flujo volumétrico total.

7.4 Transporte de fluidos

7.4.1 Cañerías

Para determinar el diámetro de las cañerías a utilizar, se utiliza una tabla de velocidades de flujo recomendadas⁶³. Para la determinación de las velocidades se considera que las válvulas instaladas en las líneas no representan un factor de pérdida de carga.

Se calcula la densidad para cada tramo, considerando mezcla ideal para los fluidos en las cañerías. De esta manera, la densidad del fluido en cada tramo corresponde a la suma de la densidad de cada componente, multiplicada por la fracción másica respectiva.

7.4.1.1 Tramo Extractor – Tanque madre

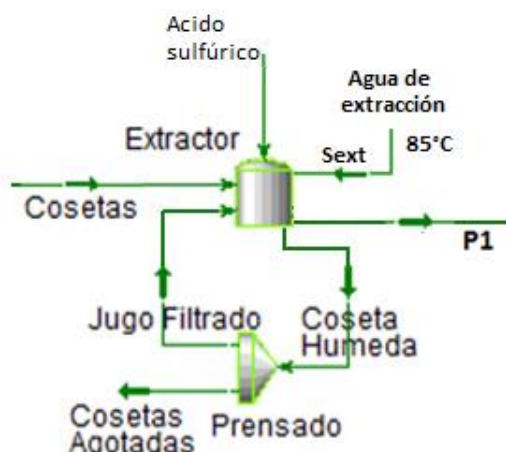


Figura 7.1: Conexiones de cañerías en Extractor.

⁶² <https://spanish.alibaba.com/product-detail/xbsy-yeast-centrifuge-separator-60778664088.html?spm=a2700.8699010.normalList.10.1ab01b71NVecyx&s=p>

⁶³ <https://www.ugr.es/~aulavirtualpfc/q/descargas/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIAS.pdf>

Tramo	Flujo Volumétrico (m ³ /h)	Densidad (Kg/l)	Velocidad de flujo (m/s)	Diámetro interno		Material	Color
P1	261,11	1,051	0,9	32 cm	12,6"	Acero inoxidable 316	Gris Y naranja
P2	261,11	1,051	3	17,5 cm	7 "	Acero inoxidable 316	Gris y naranja
S1	83,76	0,996	2,4	11,1 cm	4,4"	Polietileno	Verde
S2	83,76	0,996	2,4	11,1 cm	4,44"	Polietileno	Verde y naranja

Tabla 7.6. Sistema de cañerías en extractor.

Las cañerías implementadas en esta parte del proceso (P1, P2) deben ser de acero inoxidable 316 para garantizar que las levaduras que circula por estos conductos no se contaminen. Comparando los diámetros internos calculados con los establecidos por catálogo⁶⁴, se observa que es posible adaptar estas dimensiones, aproximadamente.

El color de estos tramos de cañería debe ser gris con franjas naranjas⁶⁵. Para definir esto se toma el criterio de que el fluido es correspondiente a la circulación de materia prima peligrosa a la seguridad personal, debido en este caso al pH ácido de los fluidos circulantes y la temperatura elevada de trabajo del extractor (85°C).

Para el proceso de extracción se utiliza agua de red. Las cañerías utilizadas para la misma, antes de su calentamiento, son de color verde según norma IRAM 2407⁶⁶. Luego de calentar el agua de extracción, las cañerías utilizadas son de color verde con franjas naranjas. Estas cañerías se encuentran construidas de polietileno por termofusión. Las

⁶⁴ http://www.imel.cl/html-productos/descargas/guia_perfiles_marzo_2013.pdf

⁶⁵ <http://www.fernandezantonio.com.ar/Documentos/G-06-01%20-%20Manejo%20de%20Fluidos.pdf>

Ver tabla en página 40.

⁶⁶ www.ms.gba.gov.ar/sitios/psst/files/.../IRAM-2407-Identificacion-de-cañerías.docx

ventajas de este material para el transporte de agua están dadas debido a la ausencia de corrosión, la facilidad de unión entre las tuberías y accesorios, la facilidad de instalación y la atoxicidad del agua transportada. Los diámetros calculados se aproximan a los mencionados en catálogo⁶⁷.

7.4.1.2 Tramo Tanque madre - Reactores

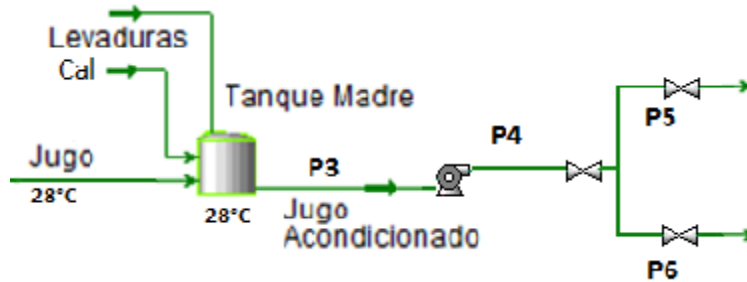


Figura 7.2: Conexiones de cañerías en tanque madre.

Las características de las corrientes involucradas se pueden resumir en la siguiente tabla.

Tramo	Flujo Volumétrico (m3/h)	Densidad (Kg/l)	Velocidad de flujo (m/s)	Diámetro interno		Material	Color
P3	263,73	1,051	0,9	32,2 cm	12,7"	Acero inoxidable 316	Gris y naranja
P4	263,73	1,051	3	17,6 cm	6,9"	Acero inoxidable 316	Gris y naranja
P5	131,86	1,051	2,4	14 cm	5,5"	Acero inoxidable 316	Gris y naranja
P6	131,86	1,051	2,4	14 cm	5,5"	Acero inoxidable 316	Gris y naranja

Tabla 7.7. Sistema de cañerías en tanque madre.

⁶⁷ http://www.tigre.com.ar/sites/tigre.com.ar/files/2018-01/TIGRE-Catalogo_de_Productos_2017-pages_0.pdf

Los tramos de cañerías en esta parte del proceso (P3, P4, P5, P6) deben ser de acero inoxidable 316 para garantizar que las levaduras que circula por estos conductos no se contaminen.

El color de estos tramos de cañería debe ser gris. Para definir esto se toma el criterio de que el fluido es correspondiente a la circulación de materia prima peligrosa a la seguridad personal, debido al pH ácido de los flujos en cuestión.

Cabe aclarar que los tramos P5 y P6 son aquellos que dirigen el jugo acondicionado a los dos reactores de trabajo definidos en capítulos previos.

7.4.1.3 Tramo Reactores – Tren de destilación

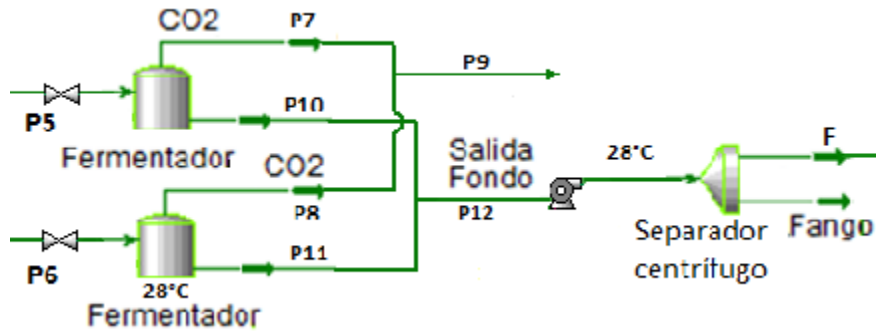


Figura 7.3: Conexiones de cañerías en Fermentadores.

Los tramos de cañerías P7, P8 y P9 comprenden todas las conexiones de transporte para el dióxido de carbono. Se desprecian las pérdidas de velocidad de flujo debido a válvulas y accesorios de cambio de dirección de flujo. Se utiliza la tabla de velocidades recomendadas, mencionada anteriormente, para el caso de velocidad de gases en cañerías. Como criterio se toma la velocidad máxima del intervalo (30 m/s) garantizando el diámetro de cañería más pequeño posible.

Los tramos de cañerías P10, P11, P12 están dados por los conductos responsables de transportar el líquido que se obtiene por el fondo de los fermentadores. El mismo es bombeado al separador centrífugo. Se considera para estos tramos una velocidad de flujo correspondiente a líneas de conducción (2,4 m/s) según la tabla de velocidades recomendadas.

Las cañerías que conducen el líquido de salida de fondo y el dióxido de carbono expulsado por la parte superior de los fermentadores presentan un color gris, representativo de productos terminados o en proceso de fabricación⁶⁸. Las cañerías de corrientes de jugo deben presentar franjas naranjas ya que el pH ácido las hace un fluido peligroso a la seguridad personal. Debido a que las condiciones de saneamiento en los fermentadores deben garantizar que las levaduras no se contaminen, las cañerías que se conectan a estos tanques, deben construídas en acero inoxidable.

A continuación se resumen las características de cada tramo de transporte de esta etapa:

Tramo	Flujo Volumétrico (m ³ /h)	Densidad (Kg/l)	Velocidad de flujo (m/s)	Diámetro interno		Material	Color
P7	5352	0,791	30	25,54 cm	9,88"	Acero inoxidable 316	Gris
P8	5352	0,791	30	25,11 cm	9,88"	Acero inoxidable 316	Gris
P9	10704	0,791	30	35,5 cm	14"	Acero inoxidable 316	Gris
P10	131,8	0,977	2,4	13,92 cm	5,5"	Acero inoxidable 316	Gris y naranja
P11	131,8	0,977	2,4	13,92 cm	5,5"	Acero inoxidable 316	Gris y naranja
P12	263,6	0,977	2,4	19,7 cm	7,76"	Acero inoxidable 316	Gris y naranja

Tabla 7.8. Sistema de cañerías en reactores.

⁶⁸ www.ms.gba.gov.ar/sitios/psst/files/.../IRAM-2407-Identificacion-de-cañerías.docx

Es necesario aclarar que el dióxido de carbono obtenido como producto secundario de la fermentación, no puede liberarse directamente porque contribuye al aumento de la temperatura atmosférica debido al efecto invernadero. Debido a esto, es preferible aprovecharlo para usos secundarios. Algunas de las opciones son:

- Someter el dióxido de carbono a un proceso de compresión con motivo de producir hielo seco.
- Introducir el gas en un invernadero, provocando que las plantas lo absorban y liberen oxígeno.
- Almacenarlo y venderlo a empresas productoras de bebidas gaseosas o cerveza.
- Destinarlo al uso de extintores de incendio que utilizan dióxido de carbono comprimido.

7.4.1.4 Transporte en el tren de destilación

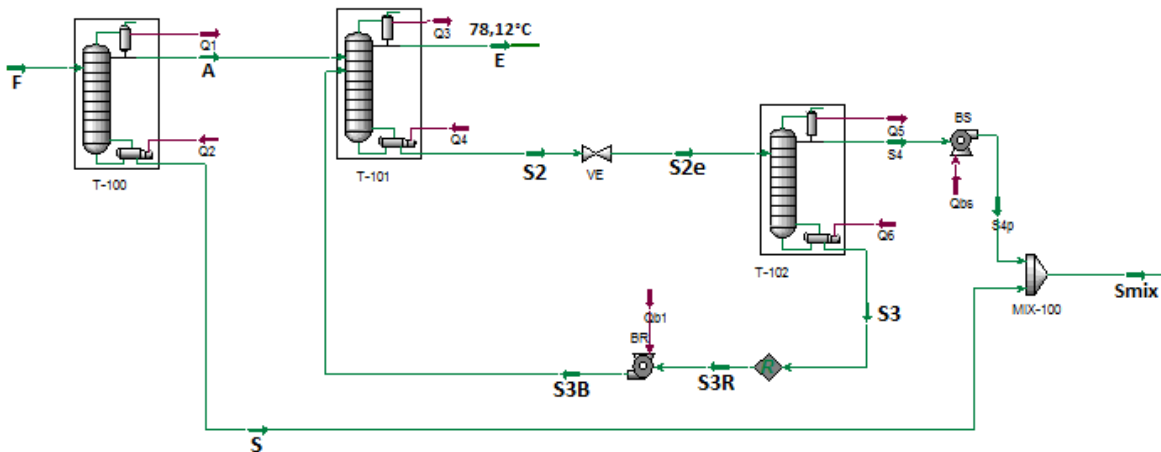


Figura 7.4: Esquema de cañerías en el tren de destilación.

Tramo	Flujo Volumétrico (m ³ /h)	Velocidad de flujo (m/s)	Diámetro interno	Material	Color
F	253,3	2,4	19,32 cm	Acero al carbono	Gris y naranja
A	31,6	2,4	6,8 cm	Acero al carbono	Gris y naranja

S	221,7	2,4	18 cm	Acero al carbono	Naranja
E	26,14	2,4	6,2 cm	Acero al carbono	Amarillo
S2	12,6	2,4	4,3 cm	Acero al carbono	Gris y naranja
S2e	12,6	2,4	4,3 cm	Acero al carbono	Gris y naranja
S4	5,46	0,9	4,63 cm	Acero al carbono	Verde y naranja
S3	7,14	0,9	5,3 cm	Acero al carbono	Gris y naranja
S3R	7,14	0,9	5,3 cm	Acero al carbono	Gris y naranja
S3B	7,14	3	2,9 cm	Acero al carbono	Gris y naranja
S4p	5,46	3	2,53 cm	Acero al carbono	Verde y naranja
Smix	227,17	2,4	18,29 cm	Acero al carbono	Verde y naranja
Sext	84	2,4	11,12 cm	Acero al carbono	Verde y naranja
Sf	143,27	2,4	14,53 cm	Acero al carbono	Verde y naranja

Tabla 7.9. Sistema de cañerías en tren de destilación.

Los colores de las cañerías en este caso son determinados por la reglamentación IRAM 2407 para la identificación de cañerías.

Los diámetros internos para las cañerías de líquido saturado que salen por las cabezas de las columnas de destilación, fueron considerados para determinar valores de diámetro de cañerías reales. Se usan valores de velocidad de flujo según intervalos de velocidades recomendadas para líquidos poco viscosos.

Es necesario mencionar que los efluentes de la torre 1 y 3 son prácticamente agua pura. Se mezclan ambas corrientes y parte de este efluente se destina posteriormente a proveer el caudal de agua necesario para el proceso de extracción.

7.4.2 Válvulas

Se sabe que durante el proceso debe existir un control estricto de caudales mediante el uso de válvulas de control. Sin embargo, en este capítulo se dirige el análisis de válvulas en puntos críticos del sistema. Uno de estos es el trayecto de cañería que conecta la torre de extracción con la torre de recuperación de solvente. La segunda torre opera a 101,3 kPa mientras que la tercera mantiene una presión de 30 kPa. Existen en la industria válvulas reductoras de presión de fluidos, capaces de acondicionar la presión de flujos líquidos según la necesidad del sistema de trabajo. Como se observa en la figura N°4, la válvula denominada VE corresponde a una válvula reductora de presión que genera una pérdida de carga igual a 71,3 kPa aproximadamente.

7.5 Sistemas de bombeo

7.5.1 Bombeo de jugos

Con motivo de transportar fluidos desde un lugar a otro, a diferentes presiones o distintos niveles, se utilizan bombas. Estos equipos son capaces de absorber energía mecánica aportada por un motor y transferirla a un fluido como energía hidráulica. Para el transporte de fluidos en todo el proceso de tratamiento de jugos, antes del ingreso al sistema de purificación de etanol, se utilizan bombas centrífugas. Este tipo de bombas posee un bajo costo inicial, son capaces de interactuar con flujos corrosivos, poseen pocos requerimientos para su mantenimiento y cuentan con la posibilidad de manejar grandes caudales.

A continuación se resumen las bombas necesarias para el transporte de jugos:

Tramo	Caudal (m ³ /h)	Altura desarrollada	Potencia Útil	Modelo	Material	Proveedor
Extractor - Tanque madre	270,114	8 m	6,18 KW	NBE	Acero inoxidable	Grundfos
Tanque madre - Fermentadores	272,282	18 m	14,05 KW	NBE	Acero inoxidable	Grundfos

Tabla 7.10: Características de bombas para transporte de jugos.



Figura 7.5: Bomba centrífuga de acople cerrado NBE.

Para la selección de estas bombas se tuvo en cuenta la capacidad de caudal de trabajo y la altura que es capaz de aportar para dicho caudal, según información de catálogo⁶⁹.

Para el cálculo de las potencias útiles requeridas se considera como altura desarrollada, la altura correspondiente a elevar el fluido para ingresar los líquidos en la parte superior de los tanques, respectivamente.

Cabe mencionar que el bombeo de los restos de cosetas húmedas hacia el filtro prensa y el bombeo de los líquidos de salida de fondo del fermentador hacia el separador centrífugo, no se encuentran diseñados. Esto se debe a que se requiere un estudio específico de los equipos de separación y la pérdida de carga que provoca el funcionamiento de los mismos en el flujo de trabajo. Sin embargo, se propone el uso de bombas centrífugas de lodos. Estas bombas suelen ser utilizadas para el manejo de sólidos abrasivos y corrosivos en plantas de metalurgia, minería, carbón, energía e industrias químicas, especialmente para eliminar cenizas y lodos⁷⁰.

⁶⁹ [https://ar.grundfos.com/products/find-product/nb-nbg-nbe-nbge/_jcr_content/tabbedpanel/brochures/download_list/downloads/download_0/file/file.res/NB\(E\)_NK\(E\)_Folletto_TBU_0609.pdf](https://ar.grundfos.com/products/find-product/nb-nbg-nbe-nbge/_jcr_content/tabbedpanel/brochures/download_list/downloads/download_0/file/file.res/NB(E)_NK(E)_Folletto_TBU_0609.pdf)

⁷⁰ <http://www.ampmineral.com/equipos/bombas-centrifugas-para-lodos.php>



Descarga: 40~150mm
Capacidad: 5~2339 m³/h
Altura: 9~133m

Figura 7.6: Bomba centrífuga para lodos y pulpas de alta eficiencia modelo MHE. Fuente: AMP S.L.

7.5.2 Bombeo en el tren de destilación

Para el transporte de fluidos a partir de bombas en el proceso de destilación, se analiza la bomba de carácter crítico para el sistema. Esta misma representa el transporte del reciclo de glicerol a la segunda columna. Además se analiza el bombeo del agua que sale como destilado de la tercera columna.

7.5.2.1 Bombeo de reciclo de glicerina (BR)

Las dos primeras torres trabajan a una presión constante de 101,3 kPa y la torre de recuperación de solvente mantiene una presión de 30 kPa. Debido a esta diferencia de presiones es necesaria la instalación de una bomba que aporte energía al glicerol para ser recirculado a la columna extractiva. La energía aportada por esta bomba es simulada en Unisim y se representa en la figura N°4. La potencia requerida para el transporte de reflujo, según la simulación, corresponde a un valor de 0,2648 kW.

Una limitante a la hora de seleccionar una bomba por catálogo para este caso es la temperatura con la que sale el fluido de cola de la tercera columna (246°C). Por este motivo, una opción tentativa puede ser utilizar una bomba centrífuga serie MTFO, línea SANWA de acople cerrado (ver catálogo⁷¹). Esta bomba se encuentra sobre dimensionada, ya que posee una altura de trabajo máxima de 80 m, maneja caudales de hasta 1600 lpm (96 m³/h) y la potencia del motor es de 2,2 a 22 kW. Sin embargo, es capaz de soportar temperaturas de fluidos de hasta 280°C.

⁷¹ https://www.iwakiamerica.com/Literature/Sanwa/IALT00302_Sanwa_Brochure_SP.pdf



Figura 7.7: Bomba centrífuga para reciclo de glicerina, serie MTFO, línea SANWA.

7.5.2.2 Bombeo de destilado de agua (BS)

Para enfriar la corriente S, se procede a mezclar la misma con S4. Para llevar a cabo esto, es necesario igualar las presiones de ambas corrientes. Se instala entonces una bomba capaz de incrementar la presión de S4 desde 30 kPa a 101,3 kPa. La potencia consumida por este proceso de bombeo, según el simulador, corresponde a un valor de 0,1478 kW. Para este caso se selecciona una bomba centrífuga por catálogo⁷². Se utiliza una bomba de monoturbina horizontal modelo HT-75, capaz de soportar temperaturas de hasta 80°C y con una capacidad de caudal máximo de 20 m³/h.



Figura 7.8: Bomba centrífuga para el destilado de agua, modelo HT-75.

Bomba	Presión inicial (kPa)	Presión final (kPa)	Caudal (m ³ /h)	Consumo (kW)
BR	30	101,3	7,14	0,2648
BS	30	101,3	5,45	0,1478

Tabla 7.11: Características de bombas BR y BS

⁷² <https://www.bombashasa.com/imag/cat-tarifa/catalogo.pdf>

7.6 Análisis pinch

Existe un método capaz de optimizar la recuperación energética de un proceso industrial, generando así una reducción final en la inversión de capital total. Este método se conoce como análisis pinch y permite reducir al mínimo el requerimiento de corrientes de servicio para cumplir con los requerimientos de energía.

Para llevar a cabo el análisis se requiere estudiar las siguientes etapas:

7.6.1 Identificación de corrientes frías y calientes

Las corrientes frías se definen como aquellas que deben ser calentadas y las corrientes calientes son destinadas a un proceso de enfriamiento.

A continuación se resumen en una tabla las corrientes involucradas en el proceso de análisis pinch.

Corriente	Fría o Caliente	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final(°C)	$C_p \left(\frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ C} \right)$	$F \left(\frac{Kg}{h} \right)$	$H(KW)$
F	F1	41,21	70	4,138	247660,56	8195,7
P2	C1	85	28	4,2	274515,187	18255,26
E	C2	78,12	34	3,563	20859,42	910,85
Sf	C3	85	34	4,191	221349,25	16814,1

Tabla 7.12. Corrientes de análisis pinch.

Es necesario aclarar que la corriente F se somete a un calentamiento previo (28°C a 41,21°C) con motivo de enfriar la corriente Smix (99,25°C a 85°C). Este intercambio específico es preseleccionado a la aplicación del método pinch, ya que en él participan corrientes principales y fundamentales del proceso. El intercambiador correspondiente se describe en el apartado posterior de diseño de intercambiadores de calor.

Cabe aclarar que parte de la corriente de Smix (Sf) se utiliza como agua caliente para el proceso de extracción.

7.6.2 Determinación del valor inicial de ΔT_{min}

Al diseñar un intercambiador de calor, debe existir una fuerza impulsora mínima que permita el intercambio de energía entre corrientes. Es decir, la diferencia entre la temperatura de la corriente fría y la caliente debe poseer un valor mínimo, denominado ΔT_{min} . Para esto es necesario tener en cuenta que una corriente fría no puede ser calentada por encima de la temperatura de entrada de la corriente caliente. De esta forma, una corriente caliente no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría.

El valor determinado como ΔT_{min} , es considerado como “punto pinch”. Debe cumplirse en cualquier punto del intercambiador a diseñar que la diferencia de temperatura entre la corriente caliente y la fría sea mayor o igual al punto pinch. Es decir:

$$\Delta T_{min} \leq T_{caliente} - T_{fría}$$

En general, el valor de ΔT_{min} se considera igual a 10°C. Para la aplicación del método pinch se considera justamente este valor mínimo de diferencia de temperatura.

7.6.3 Curvas compuestas

A continuación se muestra la gráfica correspondiente obtenida por la aplicación del método pinch. Notar que las pendientes de las gráficas están dadas según la inversa de la multiplicación entre el caudal másico y la capacidad calorífica de cada corriente. Se grafica en el eje de ordenadas los rangos de temperaturas involucrados en el sistema y en el eje de abscisas el valor de los calores involucrados en unidades de KW.

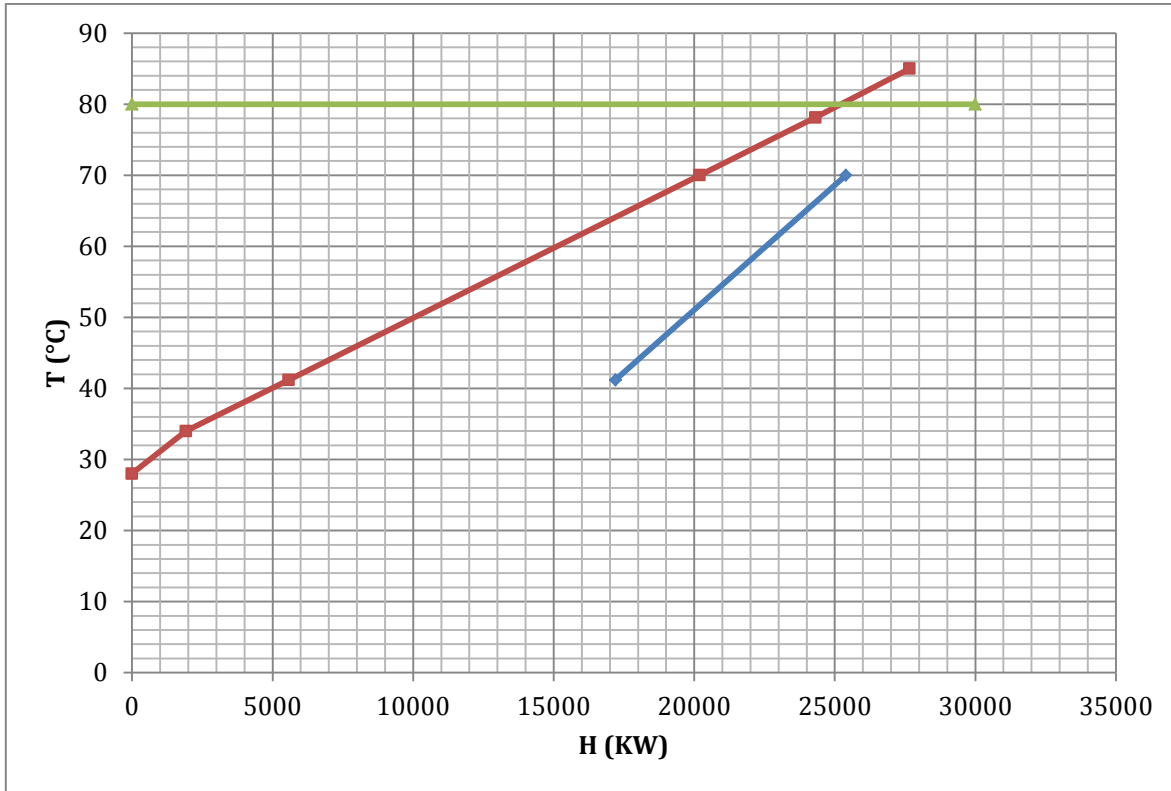


Figura 7.9: Curvas compuestas.

Como se observa, la gráfica azul de corrientes frías es desplazada hasta que exista una diferencia igual a 10°C entre el punto máximo de esta curva y la representación de la gráfica para las corrientes calientes. Se cumple entonces con la condición de $\Delta T_{min}=10^{\circ}C$. Se ilustra una línea horizontal para 80°C con motivo de establecer una referencia para cumplir con el ΔT_{min} .

El gráfico muestra que las corrientes frías son capaces de intercambiar todo el calor requerido para su calentamiento, mediante la instalación de intercambiadores de calor. Luego, existe un requerimiento de enfriamiento por parte de las corrientes calientes igual a 8195,7 KW.

La siguiente tabla resume la distribución de las temperaturas por intervalo y los factores Cp.F involucrados para cada caso.

$\Delta T(^{\circ}C)$	Cp.F para corrientes frías	Cp.F para corrientes calientes
28 – 34	-	CpC1

34 – 41,21	-	CpC1+CpC2+CpC3
41,21 – 70	CpF1	CpC1+CpC2+CpC3
70 – 78,12	-	CpC1+CpC2+CpC3
78,12 – 85	-	CpC1 +CpC3

Tabla 7.13: Distribución de corrientes por intervalos.

7.7 Diseño de intercambiadores de calor

7.7.1 Intercambiador 1

Previo a la aplicación del intercambio de calor recomendado por el método pinch, se enfría la corriente Smix utilizando el flujo F. Este proceso se impone debido a que Smix y F son corrientes principales y fundamentales para el proceso.

En primera instancia se calcula la temperatura final para F, aplicando la siguiente expresión para cada corriente:

$$Q = F \cdot Cp \cdot (T1 - T2)$$

Resulta:

$$63 \frac{kg}{s} \cdot 4,19 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot (99,25 - 85)^\circ C = 68,74 \frac{kg}{s} \cdot 4,138 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot (Tf - 28^\circ C)$$

$$Tf = 41,214^\circ C$$

Para calcular el área de este intercambiador se aplica la ecuación de diseño:

$$Q = U \cdot A \cdot DMLT$$

Se tienen los siguientes datos:

$$Q = 3761572,5 W$$

$$DMLT = 58,98^\circ C$$

Se estima un factor de intercambio de calor global $U = 800 \frac{W}{m^2.K}$, considerando un intercambio de calor entre una corriente caliente de agua y una corriente fría de agua. Se utiliza un criterio conservador, aplicando el mínimo valor del intervalo recomendado. Resulta entonces:

$$A_1 = 79,71 m^2$$

7.7.2 Intercambiador 2

Intercambio entre F y P2 (C1). Este intercambio de calor se realiza aplicando los resultados obtenidos en el método pinch. En primer lugar, la corriente F requiere de una potencia calórica de 8195,7 kW para incrementar su temperatura desde 41,21°C a 70°C. Para esto se utiliza la corriente C1, cuya temperatura es de 85°C. Se calcula primero la temperatura a la que llega esta corriente luego del intercambio. Para eso se usa la expresión:

$$Q = F_{c1} \cdot Cp \cdot (T1 - T2)$$

Donde Q es el calor intercambiado, F_{c1} el caudal másico de la corriente C1, T1 la temperatura de entrada (85°C) y T2 la temperatura de salida.

Despejando, resulta: $T2 = 59,4^\circ C$.

Esto muestra que la corriente F alcanza su temperatura objetivo (70°C) mientras que C1 se enfría sólo hasta 59,4°C.

Se calcula entonces el área requerida por un intercambiador para este caso. Se utiliza la siguiente expresión obtenida en bibliografía⁷³.

$$Q = U \cdot A \cdot DMLT$$

Donde U es el factor global de intercambio de calor, A ese área de intercambio y DMLT es la diferencia logarítmica de temperatura. Se considera para este caso $U = 800 \frac{W}{m^2.K}$ (Ver Anexo 2), valor recomendado para intercambiadores adoptando un criterio conservador. Se considera el fluido caliente y el frío como agua. Reemplazando los datos resulta:

⁷³ Intercambiadores de calor - Eduardo Cao - 1987

$$A_2 = 619,27 \text{ m}^2$$

En esta instancia se requiere de un servicio externo de agua de red para cumplir con la demanda de enfriamiento correspondiente para el sistema. A continuación se resumen las condiciones de las corrientes a enfriar mediante intercambiadores de calor y utilizando agua como fluido refrigerante. El agua utilizada posee una temperatura de 30,2°C y se recircula mediante circuitos cerrados conectados al sistema de torres de enfriamiento.

Corriente caliente	Temperatura antes de enfriamiento (°C)	Temperatura objetivo luego de enfriamiento (°C)
C1 (P2)	59,4	34
C2 (E)	78,12	34
C3 (Sf)	85	34

Tabla 7.14: Corrientes calientes a enfriar con servicios complementarios.

7.7.3 Intercambiador 3

Enfriamiento de P2 (C1) con agua de servicio. La corriente P2 requiere un enfriamiento posterior luego del intercambio de calor con agua de servicio. Se utiliza en primera instancia un intercambiador de calor donde el agua de servicio recirculada por la torre de enfriamiento se encuentra a 30,2°C. Como criterio se considera que la corriente P2 se enfría hasta 34°C y el agua de refrigeración se calienta hasta 50°C. Este último valor de temperatura garantiza la reducción de pérdida de agua por efecto de vaporización, al ingresar esta corriente en la torre de enfriamiento.

El calor intercambiado por este equipo es de 8006,67 kW. Análogamente a los casos anteriores, se calcula que el flujo de agua necesario es de 97,2 kg/s. Utilizando el valor de calor intercambiado y considerando un coeficiente global $U = 800 \frac{W}{m^2.K}$, se calcula el área necesaria para este intercambiador:

$$A_3 = 1619,5 \text{ m}^2$$

7.7.4 Intercambiador 4

Enfriamiento de E con agua de servicio. Para este caso se considera que la corriente E (Etanol 99% v/v) se enfría desde una temperatura de 78,12 °C a 34°C para llevar a cabo su almacenamiento. Corresponde a este caso un calor de intercambio igual a 910,81 kW y un caudal de agua de enfriamiento igual a 11,058 kg/s.

Para el cálculo del área de intercambio se considera un factor $U = 250 \frac{W}{m^2.K}$, correspondiente al valor mínimo recomendado para el caso donde se considera el fluido caliente como un solvente orgánico y el fluido frío como agua. Resulta entonces un valor de área de intercambio igual a:

$$A_4 = 299,86 m^2$$

7.7.5 Intercambiador 5

Enfriamiento de Sf con agua de servicio. En este equipo se enfría la corriente Sf (ver gráfico N°4) desde 85°C a 34°C utilizando agua de servicio provista por el circuito de recirculación de la torre de enfriamiento. Análogamente a los casos anteriores, el agua se calienta desde 30,2 °C a 50°C. El calor intercambiado en este caso es de 8492,57 kW y se requiere un caudal de agua de 103,1 kg/s. Considerando un factor global de intercambio $U = 800 \frac{W}{m^2.K}$ se calcula entonces el área requerida para el intercambio de calor, según la ecuación de diseño. Resulta entonces:

$$A_5 = 755,6 m^2$$

7.8 Equipos de intercambio de calor secundarios

7.8.1 Reevaporadores

Es necesario aportar calor a los reevaporadores de las columnas de destilación para generar la revaporización de los fluidos.

Los reevaporadores de las dos primeras torres demandan una potencia calórica igual a 76840 KW, según la simulación de destilación realizada en Unisim.

7.8.1.1 Reevaporador 1

Para la primera torre, la potencia calórica requerida por el reboiler es de 55.350 kW. Se calcula el flujo de vapor necesario según la expresión:

$$Q = F_{vap} \cdot \lambda_{vap}$$

Donde F_{vap} es el caudal másico de vapor, Q la potencia calórica requerida y λ_{vap} el calor de vaporización.

Se considera la producción de vapor saturado a 120°C cuya presión es de 1,98 bar. Los datos se extraen de tablas de vapor saturado. Con estos valores, se calcula $F_{vap1} = 73.636,36$ Kg/h.

Utilizando la expresión para diseño de intercambiadores de calor, se calcula el área necesaria para el reevaporador. Se utiliza un factor de intercambio global $U = 2000 \frac{W}{m^2.K}$ que corresponde al valor mínimo del intervalo recomendado para evaporadores, considerando un criterio conservador. Resulta entonces:

$$A_{ev1} = 1374 \text{ m}^2$$

7.8.1.2 Reevaporador 2

La segunda torre posee un reevaporador cuya potencia calórica necesaria es de 21.490 kW. Siguiendo un esquema de cálculo análogo al anterior y considerando vapor saturado para calentamiento en las mismas condiciones, se calcula $F_{vap2} = 28.589,8$ Kg/h. Aplicando la ecuación de diseño para intercambiadores utilizada anteriormente y utilizando el mismo factor global del reevaporador 1, resulta:

$$A_{ev2} = 731 \text{ m}^2$$

7.8.2 Calderas

Para cumplir con estos requerimientos de vapor, para los reevaporadores mencionados, se utilizan dos calderas en paralelo modelo ZFR-X provista por la empresa BOSCH. Según catálogo⁷⁴, la capacidad máxima de generación de vapor es de 55.000 Kg/h. La máxima presión de trabajo para esta caldera es de 30 bares y la máxima temperatura es de 235°C. Sin embargo la caldera se opera en condiciones de cumplir con los requerimientos de vapor mencionados anteriormente. Es decir, se trabaja con vapor saturado a 120°C y 1,98 bares.

7.8.3 Calentamiento por aceites térmicos

La tercera torre de destilación posee una temperatura de reevaporación igual a 246,2 °C. Lograr aportar el calor requerido para alcanzar esta temperatura mediante vapor de agua saturado de caldera, requiere un costo muy elevado. Esto se debe a que se requiere trabajar con valores de presión de vapor de agua muy altos.

En cambio, se opta por utilizar calentadores de aceites térmicos. Estos aceites permiten operar a temperaturas elevadas (de hasta 316°C con aceites térmicos orgánicos y 427°C con aceites sintéticos) en condiciones de muy baja presión. Debido a la baja presión con la que se trabaja y a las propiedades de los aceites térmicos, la mayoría de los calentadores se fabrican de acuerdo a la norma ASME Sección VIII y típicamente no es requerida la operación de personal con licencia para operación de calderas.

Para prevenir temperaturas críticas del aceite se recomienda diseñar calentadores con flujos de calor que se encuentren dentro del rango 25 – 40 KW/m²⁷⁵. Tomando el máximo valor de este intervalo, para el requerimiento calórico mencionado se necesitaría una caldera de aceite térmico con una superficie de contacto igual a 284 m².

Se propone la utilización en este caso de un calentador de fluido térmico modelo HC-2, provisto por la empresa Sigma Thermal⁷⁶, cuya potencia neta disponible es de 500.000 a 75.000.000 Btu/hr, es decir 146 KW a 21.980 KW.

⁷⁴ <https://www.bosch-thermotechnology.com/es/es/ocs/comercial-e-industrial/universal-zfr-zfr-x-669475-p/>

⁷⁵ http://www.thermal.cl/docs/articulos_tecnicos/articulo_calentador_y_sistemas_de_fluido_termico_a.pdf

⁷⁶ <https://www.sigmathermal.com/es/sistemas-de-fluido-termico/>

El fluido térmico utilizado por el equipo es el aceite Shell termico oil B, seleccionado por catálogo⁷⁷. Este fluido es capaz de operar con temperaturas de hasta 320°C y se utiliza para generar el calentamiento necesario en el reevaporador de la tercera columna de destilación.

7.8.4 Reevaporador 3

El calor requerido por el reevaporador de la tercera torre es de 11.360 kW. Según los resultados de la simulación en Unisim, el líquido saturado que es vaporizado para reingresar en la torre aumenta su temperatura desde 214,6°C hasta 246,2°C. Para esto se utiliza el fluido térmico mencionado anteriormente a una temperatura de 256,2°C.

Para calcular el flujo de aceite térmico necesario y el área del reevaporador, se utilizan las siguientes expresiones:

$$Q_{ev3} = F_{at} \cdot Cp_{at} \cdot (256,2^{\circ}C - 246,2^{\circ}C)$$

$$Q_{ev3} = U \cdot A_{ev3} \cdot DMLT$$

Donde F_{at} es el flujo de aceite térmico necesario, Cp_{at} es el calor específico del aceite térmico, A_{ev3} es el área de intercambio del reevaporador y $DMLT$ es la diferencia media logarítmica para el reevaporador. Para el cálculo se determina previamente el valor del calor específico a partir de un gráfico en función de la temperatura, provisto por el catalogo del aceite Shell oil. El valor de coeficiente U se estima considerando que el intercambio de calor se da entre sustancias orgánicas ligeras (glicerol y aceite). Entonces, sabiendo que:

$$U = 226,78 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$Cp_{at} = 2,74 \frac{kJ}{kg \cdot ^{\circ}C}$$

Resulta:

$$F_{at} = 1.492.560 \frac{kg}{h}$$

⁷⁷ <http://www.petrofueguina.com.ar/catalogos/lubricantes/TermicoB.pdf>

$$A_{ev3} = 2669 \text{ m}^2$$

7.8.5 Torres de Enfriamiento

Según las condiciones climáticas de la localidad de Pocito, donde se ubica la planta, la mayor temperatura registrada anual es de 34°C y la humedad máxima registrada es de 50%. Utilizando estos datos en una gráfica psicrométrica, se obtiene una temperatura de bulbo húmedo de 25,2°C. Se toma como criterio el aire en estas condiciones como el peor de los casos durante el año, considerando que la capacidad de enfriamiento se encuentra comprendida entre 2,5 y 5°C por encima de la temperatura de bulbo húmedo. Para los cálculos se toma el valor máximo de este intervalo. Es decir, el agua de salida de las torres de enfriamiento es de 30,2°C aproximadamente. Para reducir las pérdidas de agua en la torre por evaporación, se considera que el agua a enfriar ingresa a una temperatura de entre 50 y 55°C..

La obtención de las condiciones para el aire mencionadas anteriormente, se justifica según el gráfico psicrométrico siguiente.

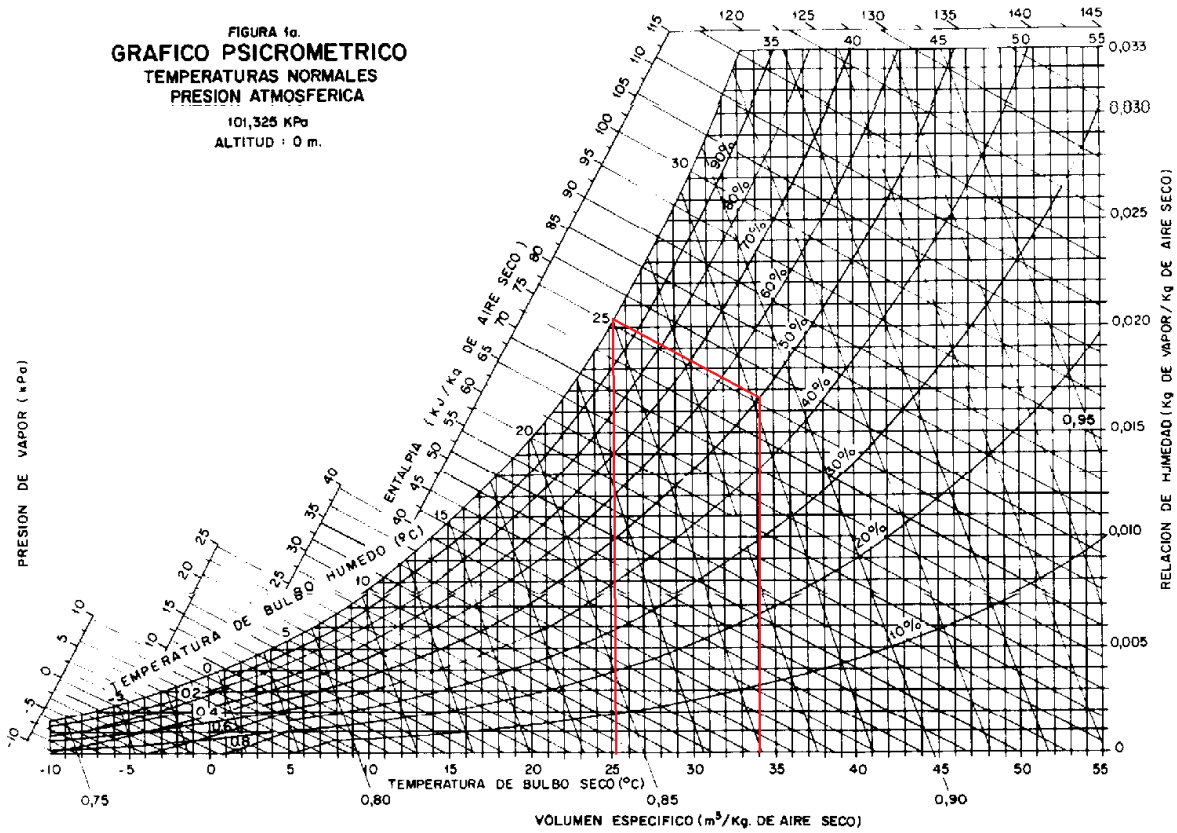


Figura 7.10: Gráfico psicrométrico Aire-Agua.

Se propone la instalación de 3 torres de enfriamiento provistas por la empresa SPX Cooling, modelo Marley NC Everest 8422⁷⁸. Estas torres se encuentran construidas en acero inoxidable y son de tiro inducido. El relleno de la torre posee persianas y eliminadores de desplazamiento, construidos en PVC.

Los parámetros técnicos de estas torres se resumen en la siguiente tabla:

Torre de enfriamiento Marley NC Everest 8422			
Capacidad de agua a enfriar	450-1790 m ³ /h		
Temperatura máxima de ingreso de agua	70°C		
Potencia consumida	90 kW		
Caudal de agua extra por evaporación	0.0005% del flujo de agua de ingreso		
Dimensiones	Largo: 6,8 m	Ancho: 9 m	Alto: 8,3 m

Tabla15: Características de torres de enfriamiento

⁷⁸ spxcooling.com/pdf/NCE-HI-16.pdf

7.8.6 Condensadores

Al igual que en los intercambiadores definidos previamente, para el diseño de los condensadores, se considera que el fluido frío utilizado es provisto por un suministro externo de agua de red. Luego de la condensación, el agua caliente es recirculada al sistema de torres de enfriamiento permitiendo su reutilización, de forma de recircular constantemente el agua utilizada.

Según las condiciones para el aire en el día más caluroso y húmedo del año, el agua que sale de las torres y es utilizada para el proceso de condensación tiene una temperatura de 30,2°C.

7.8.6.1 Condensador de la primera torre

El calor de vapor saturado a condensar es igual a 47380 kW. A partir de este valor, se calcula el caudal de agua necesario:

Definiendo:

$$Q = F \cdot Cp \cdot \Delta T$$

Siendo:

$$Q = 47380 \text{ KW},$$
$$Cp = 4,16 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}}$$
$$\Delta T = 50^\circ\text{C} - 30,2^\circ$$

Resulta:

$$F = 575,22 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

Se determina ahora el área necesaria para el intercambiador, según la expresión:

$$Q = U \cdot A \cdot DMLT$$

Siendo:

$$DMLT = 39,56^\circ\text{C}$$

$$U = 2000 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Se tiene en cuenta un factor de intercambio global U recomendado. Considerando como fluido caliente un “vapor a presión”, según bibliografía (Ver anexo 2). Notar que el vapor a condensar en este caso corresponde a una mezcla de etanol y agua. Se utiliza el menor valor del intervalo recomendado, como criterio conservador.

Resulta:

$$A = 600 m^2$$

7.8.6.2 Condensador de la segunda torre

El calor involucrado en este equipo es de 22330 KW. Análogamente, se aplican las ecuaciones utilizadas para el cálculo del primer condensador y se obtiene:

$$F = 271,1 \frac{Kg}{s}$$

$$DMLT = 38,06^\circ C$$

$$U = 550 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Para estimar el factor U correspondiente a este caso, se considera que el fluido caliente corresponde a un solvente orgánico saturado (etanol) a presión atmosférica. Notar que se utiliza el menor valor del intervalo recomendado para el factor global, aplicando un criterio conservador.

El área del segundo condensador resulta entonces:

$$A = 1067 m^2$$

7.8.6.3 Condensador de la tercera torre

El calor involucrado para este condensador es igual a 10610 KW. El vapor a condensar en la tercera torre es vapor de agua a una temperatura de 69,11°C.

Utilizando las ecuaciones aplicadas anteriormente se obtiene:

$$F = 128,81 \frac{Kg}{s}$$
$$DMLT = 27,85^{\circ}C$$

$$U = 1500 \frac{W}{m^2.K}$$

Notar que en este caso el vapor saturado que se condensa es agua a 30kPa. Por ende se elige el factor U considerando como fluido caliente “Vapor en vacío” según bibliografía (Ver Anexo 2).

Resulta entonces un valor de área para el condensador:

$$A = 254 m^2$$

7.9 Diseño de sistema de refrigeración

Hasta esta instancia la corriente P2, que corresponde al flujo de entrada del tanque madre, posee una temperatura de 34°C. Sin embargo, se requiere que esta corriente ingrese al tanque madre a una temperatura de 28°C para favorecer el acondicionamiento de las levaduras. Debido a que la temperatura del agua que sale de las torres de enfriamiento posee una temperatura de 30,2 °C, es necesario diseñar un sistema de refrigeración. Uno de los fluidos refrigerantes más efectivos es el amoníaco, pero debido a su alta toxicidad, se opta por la utilización de R-22.

A continuación se diseña el evaporador, condensador y compresor respectivos al equipo de refrigeración.

7.9.1 Evaporador de refrigeración

Se considera para la refrigeración que el R-22 pasa de líquido a vapor saturado a 20°C y 910 KPa (observar tabla de propiedades de líquido y vapor saturado para el R-22)⁷⁹. Este valor de presión representa la presión de trabajo del evaporador.

Considerando que la corriente P2 disminuye su temperatura de 34 a 28 °C y aplicando la ecuación $Q_{ref} = F_{P2} \cdot Cp_{P2} \cdot (T1 - T2)$, se calcula el calor intercambiado:

$$Q_{ref} = 1820,8 \text{ kW}$$

Luego, se calcula el caudal de R-22 necesario mediante la expresión $Q_{ref} = F_{R22} \cdot H_{R22}$, siendo $H_{R22} = 154 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$ la entalpia asociada a la vaporización y sobrecalentamiento del R-22 en el evaporador. Este valor de entalpia se calcula directamente de gráfico de P vs H para R-22 sabiendo que el refrigerante llega a un estado de vapor saturado a 20°C y se sobrecalienta hasta 23°C para ingresar al compresor. Resulta entonces:

$$F_{R22} = 11,82 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}$$

Para calcular el área del evaporador, se utiliza la ecuación de diseño para intercambiadores de calor. Según bibliografía (Eduardo Cao 1987) el coeficiente de transferencia de calor global recomendado para evaporadores donde el fluido frío es un refrigerante y el fluido caliente es agua, corresponde a un valor de $400 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$. Sabiendo que $DMLT = 9,42 \text{ }^\circ\text{C}$, se calcula:

$$A_{evap} = 483,22 \text{ m}^2$$

7.9.2 Compresor de refrigeración

Se diseña el compresor para que el refrigerante alcance una temperatura de 60°C. El R-22 ingresa a una temperatura de 23°C y 910 KPa (presión del evaporador), garantizando que se lleve a cabo la compresión de vapor sobrecalentado. Se eligen estas condiciones de trabajo para evitar el deterioro del compresor por el uso de vapor

⁷⁹ http://campusvirtual.edu.uy/archivos/mecanica-general/Apuntes/Coleccion_tablas_graficas_IFC.pdf

saturado. Utilizando el gráfico de P vs H y considerando que la compresión es isoentrópica, se toma como punto final de compresión las condiciones de 60°C y 1900 KPa. Para calcular el valor de potencia se considera el cambio de entalpia y el flujo másico del refrigerante a comprimir. Resulta una potencia igual a 166 KW. Debido a que se toman en cuenta condiciones ideales, se considera como margen de seguridad un 20% para la potencia consumida.

Potencia consumida por el compresor = 199,2 KW.

7.9.3 Condensador de refrigeración

Para llevar a cabo el intercambio de calor en el condensador, se utiliza la corriente acuosa Sf que posee una temperatura de 34°C.

Considerando el flujo de R-22 calculado anteriormente, se calcula el calor intercambiado en el condensador, utilizando la siguiente expresión: $Q_{cond} = F_{R22} \cdot H_{vapR22}$

Donde H_{vapR22} es el calor intercambiado en el evaporador, calculado a partir del gráfico de P vs H para R-22, entre el punto final e inicial del proceso de enfriamiento y condensación, luego de la compresión. Resulta entonces:

$$Q_{cond} = 1985,76 \text{ KW}$$

Para calcular el área del evaporador, se considera la ecuación de diseño de intercambiadores de calor: $Q_{cond} = U_{cond} \cdot A_{cond} \cdot DMLT_{cond}$, donde U_{cond} es el coeficiente de transferencia global para el equipo y se considera según bibliografía⁸⁰.

Para el cálculo del factor de diferencia logarítmico se considera que el refrigerante se enfría desde 60°C hasta 50°C.

Se calcula la temperatura ala que llega la corriente Sf según la expresión:

$$Q_{cond} = 39,733 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \cdot 4,2 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \cdot (Tf2 - 34^\circ\text{C})$$

Resulta:

$$Tf2 = 45,9^\circ\text{C}$$

Entonces, considerando los siguientes valores:

⁸⁰ <http://eprints.uanl.mx/4681/1/1020145448.PDF>

$$U_{cond} = 425,65 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$DMLT_{cond} = 15,03 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Se calcula:

$$A_{cond} = 310,4 \text{ m}^2$$

7.10 Refrigeración de reactores

Se diseña un equipo de refrigeración de R-22 con motivo de garantizar que los dos reactores sean provistos de agua a 20°C para utilización en el serpentín. Esto se realiza con motivo de garantizar la temperatura de trabajo buscada para la reacción biológica (28°C). Se determinan los requerimientos para el condensador, evaporador y compresor del sistema.

7.10.1 Evaporador

Se muestra el esquema de cálculo para determinar el área del evaporador:

$$\begin{array}{lll} T_{\text{aguaentrada}} := 25 & T_{\text{R22entrada}} := 12 & U_{\text{ev}} := 400 \frac{W}{m^2 \cdot K} \\ T_{\text{aguasalida}} := 20 & T_{\text{R22salida}} := 15 & \end{array}$$

$$DMLT_{\text{ev}} := \frac{(T_{\text{aguaentrada}} - T_{\text{R22salida}}) - (T_{\text{aguasalida}} - T_{\text{R22entrada}})}{\ln \left[\frac{(T_{\text{aguaentrada}} - T_{\text{R22salida}})}{(T_{\text{aguasalida}} - T_{\text{R22entrada}})} \right]} = 8,963 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A_{\text{evap}} := \frac{Q_{\text{serpentin}} \cdot 1000}{U_{\text{ev}} \cdot DMLT_{\text{ev}}} = 1,282 \times 10^3 \text{ m}^2$$

Del gráfico correspondiente para R-22 se determina el calor intercambiado por unidad de masa de R-22. Utilizando este valor, se obtiene el flujo de R-22 necesario.

$$F_{R22} = 29,086 \frac{Kg}{s}$$

7.10.2 Condensador

A partir de los valores de entalpia para las condiciones de trabajo y conociendo el caudal de refrigerante usado en el sistema, se obtiene el calor intercambiado en el condensador.

$$H_{cond} := 183 \frac{KJ}{Kg}$$

$$Q_{cond} := H_{cond} \cdot F_{R22} = 5.323 \times 10^3 \text{ KW}$$

$$T_{aguae} := 30.2 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{R22e} := 60 \text{ } ^\circ\text{C} \quad U_{cond} := 425.65 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$T_{aguas} := 37 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{R22s} := 42 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$w_{aguacond} := \frac{Q_{cond}}{4.16 \cdot (T_{aguas} - T_{aguae})} = 188.165 \frac{Kg}{s}$$

$$DMLT_{cond} := \frac{(T_{R22e} - T_{aguas}) - (T_{R22s} - T_{aguae})}{\ln \left[\frac{(T_{R22e} - T_{aguas})}{(T_{R22s} - T_{aguae})} \right]} = 16.782 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Luego, se calcula el área para el condensador:

$$A_{cond} := \frac{Q_{cond} \cdot 1000}{U_{cond} \cdot DMLT_{cond}} = 745.168 \text{ m}^2$$

7.10.3 Compresor

Conociendo el cambio de entalpia involucrada para el refrigerante durante el proceso de compresión, se calcula la potencia requerida.

$$H_{\text{comp}} := 25 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

$$W_{\text{comp}} := H_{\text{comp}} \cdot F_{R22} = 727.161 \text{ KW}$$

7.11 Integración energética

Se evalúa a continuación el consumo energético total de la planta. Notar que sólo se incorporan en este análisis aquellos equipos que tienen relacionado un consumo de energía eléctrica para su funcionamiento.

Equipo	Potencia consumida (kW)
Despedrador	60,4
Desyerbador	12
Lavadora de tambor	40
Molino de corte	93,75
Cinta transportadora	7,5
Sistema de agitación de reactores	35,79
Bombas	30,96
Torres de enfriamiento	270
Separador centrífugo	160
Compresor (sistema de refrigeración)	199,2
Compresor (refrigeración de reactores)	721,161
Potencia consumida total	1536,16

Tabla 16: Integración energética

Este valor de potencia consumida puede compararse con el calor involucrado en la combustión del etanol producido en la planta. Siendo el valor de entalpía para el etanol 275 KJ/mol, se determina un calor liberado por combustión igual a 35260,16 KW. El valor de calor liberado por combustión resulta mucho mayor al consumo eléctrico total.

7.12 Requerimientos de agua de servicio

Equipo	Caudal de agua de servicio requerido (Kg/s)
Intercambiador 3	97,2
Intercambiador 4	11,058
Intercambiador 5	103,1
Condensador 1	575,22
Condensador 2	271,1
Condensador 3	128,81
Serpentines de reactores	221
Condensador refrigeración de reactores	188,165

Tabla17: Requerimientos de agua de servicio en la planta.

Total	1595,65 Kg/s	5744 m³/h
--------------	---------------------	-----------------------------

Este valor total representa la cantidad de agua de servicio necesaria para la planta. La misma es recirculada en el sistema cerrado conectado a las torres de enfriamiento. Cabe aclarar que el agua del serpentín del reactor forma parte de un circuito cerrado que no se conecta a las torres de enfriamiento.

Para conocer el caudal total que ingresa en las torres de enfriamiento y es recirculado, se debe considerar el caudal de agua obtenida de la corriente de proceso Sf y descontar de la tabla anterior el caudal de agua recirculada en el serpentín. Para un mayor entendimiento de esto, se resumen en la siguiente tabla los caudales que ingresan a la torre de enfriamiento y el origen de los mismos según cada equipo.

Corriente de agua	Caudal (Kg/s)
Intercambiador 3	97,2
Intercambiador 4	11,058
Intercambiador 5	103,1

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

Condensador 1	575,22
Condensador 2	271,1
Condensador 3	128,81
Sf (tren de destilación)	39,73
Condensador refrigeración de reactores	188,165

Tabla18: Requerimientos de agua para la torre de enfriamiento

Total	1414,39 Kg/s	5091,8 m³/h
--------------	---------------------	-------------------------------

7.13 Anexo

Anexo 1: Cálculos Mathcad

Diseño de Tanque Madre

Se considera 1 hora de latencia en el tanque madre (Dodic 2012). Tiempo en el que se retrasa la producción de etanol.

Utilizo ese tiempo de latencia de una hora como tiempo de residencia para el tanque madre:

$$\tau_{tm} := 1 \quad \text{h}$$

$$V_{\text{tanquemadre}} := \text{jugoV} \cdot \frac{\tau_{tm}}{1000} = 261.111 \quad \text{m}^3$$

Se sobredimensiona un 10% por consideración de seguridad:

$$V_{\text{tanquemadresob}} := 1.1 \cdot V_{\text{tanquemadre}} = 287.222 \quad \text{m}^3$$

Considero que la altura de líquido es igual al diámetro:

Dado

$$D_{tm} := 10$$

$$V_{\text{tanquemadre}} = \frac{\pi \cdot D_{tm}^3}{4}$$

$$D_{tm} := \text{Find}(D_{tm}) = 6.928 \quad \text{m}$$

Con este diámetro para el tanque madre calculo la altura para el tanque sobredimensionado.

Dado

$$H_{tm} := 10$$

$$V_{\text{tanquemadresob}} = \frac{\pi \cdot D_{tm}^2 \cdot H_{tm}}{4}$$

$$H_{tm} := \text{Find}(H_{tm}) = 7.62 \quad \text{m}$$

Redondeando las dimensiones a 7 m de diámetro y 8 m de altura se tiene un volumen para el tanque madre de:

$$V_{tm} := \pi \cdot 7^2 \cdot \frac{8}{4} = 307.876 \quad \text{m}^3$$

Anexo 2: Tablas recomendadas

Tabla de velocidades de flujo recomendadas

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.5 – 1	0.15 – 0.30
	Entrada de bomba	1 – 3	0.3 – 0.9
	Salida de bomba	4 – 10	1.2 – 3
	Línea de Conducción	4 – 8	1.2 – 2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.2 – 0.5	0.06 – 0.15
	Salida de bomba	0.5 – 2	0.15 – 0.6
Vapor de Agua		30 – 50	9 – 15
Aire o gas		30 – 100	9 – 30

Fuente:

<https://www.ugr.es/~aulavirtualpfc/q/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIA%20S.pdf>

Factores globales U de intercambio de calor en intercambiadores

INTERCAMBIADORES		
Fluido caliente	Fluido frío	U (J/ s m ² K)
Agua	agua	800-1600
Solventes orgánicos	agua	250-750
Gases	agua	15-250
Aceites livianos	agua	350-900
Aceites pesados	agua	60-250
Solventes orgánicos	aceites livianos	120-400
Agua	salmuera	600-1200
Solventes orgánicos	salmuera	150-500
Gases	salmuera	15-250
Solventes orgánicos	solventes orgánicos	120-350
Aceites pesados	aceites pesados	45-250

Fuente: Intercambiadores de calor - Eduardo Cao – 1987

Factores globales U de intercambio de calor para condensadores.

CONDENSACION		
Fluido caliente	Fluido frío	U (J/ s m ² K)
Vapor a presión	agua	2000-4000
Vapor en vacío	agua	1500-3000
Solventes orgánicos saturados a presión atmosférica	agua	550-1100
Solventes orgánicos saturados en vacío con algo de no condensables	agua-salmuera	250-700
Solventes orgánicos a p. atmosférica con gran contenido de no condensables	agua	100-450
Vapores aromáticos atmosféricos con no condensables	agua	30-150
Solventes orgánicos en vacío con alto contenido de no condensables	agua-salmuera	50-300
Hidrocarburos livianos p. atmosf.	agua	450-1200
Hidrocarburos pesados en vacío	agua	50-150

Fuente: Intercambiadores de calor - Eduardo Cao – 1987

7.14 Bibliografía

- http://materias.fi.uba.ar/7202/MaterialAlumnos/30_Clase%20Transporte.pdf
- <https://es.scribd.com/document/197311971/TRANSPORTE-MECANICO-DE-SOLIDOS>
- <https://www.cebollas-papas.com/procesar/cortarvegetales/limpiar.php>
- <http://rodin.uca.es/xmlui/handle/10498/9465>
- <http://www.gtm.net/images/industrial/g/GLICERINA.pdf>
- <http://www.valvias.com/prontuario-propiedades-materiales-densidad-gases.php>
- <https://www.quiminet.com/articulos/usos-y-aplicaciones-de-las-bombas-centrifugas-26787.htm>
- [repository.lasalle.edu.co/bitstream/handle/10185/16871/42011013.pdf?sequence=](http://repository.lasalle.edu.co/bitstream/handle/10185/16871/42011013.pdf?sequence=1)
- www.directindustry.es/prod/metso-corporation/product-9344-599784.html
- www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0306261912003649
- spanish.alibaba.com/product-detail/xbsy-yeast-centrifuge-separator-60778664088.html?spm=a2700.8699010.normalList.10.1ab01b71NVecyx&s=p
- www.ugr.es/~aulavirtualpfciq/descargas/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIAS.pdf
- www.imel.cl/html-productos/descargas/guia_perfiles_marzo_2013.pdf
- www.fernandezantonio.com.ar/Documentos/G-06-01%20-%20Manejo%20de%20Fluidos.pdf (Ver tabla en página 40).
- www.ms.gba.gov.ar/sitios/psst/files/.../IRAM-2407-Identificacion-de-cañerías.docx
- www.tigre.com.ar/sites/tigre.com.ar/files/2018-01/TIGRE-Catalogo_de_Productos_2017-pages_0.pdf
- www.ms.gba.gov.ar/sitios/psst/files/.../IRAM-2407-Identificacion-de-cañerías.docx
- [ar.grundfos.com/products/find-product/nb-nbg-nbe-nbge/_jcr_content/tabbedpanel/brochures/download_list/downloads/download_0/file.res/NB\(E\)_NK\(E\)_Folleto_TBU_0609.pdf](http://ar.grundfos.com/products/find-product/nb-nbg-nbe-nbge/_jcr_content/tabbedpanel/brochures/download_list/downloads/download_0/file.res/NB(E)_NK(E)_Folleto_TBU_0609.pdf)
- www.iwakiamerica.com/Literature/Sanwa/IALT00302_Sanwa_Brochure_SP.pdf
- Intercambiadores de calor - Eduardo Cao – 1987
- www.bosch-thermotechnology.com/es/es/comercial-e-industrial/ocs/universal-zfr-zfr-x-669475-p
- www.thermal.cl/docs/articulos_tecnicos/articulo_calentador_y_sistemas_de_fluido_termico_a.pdf

8. Gestión ambiental

8.1 Introducción

Con motivo de lograr prácticas sostenibles que protejan el medio ambiente, se han propuesto varias medidas para conseguirlo. Entre ellas se encuentra el uso de biocombustibles en reemplazo de los combustibles fósiles.

Si bien son una alternativa mundialmente aceptada, existen cuestionamientos para entender si realmente constituyen un tipo de energía verde o si son la solución más viable como reemplazo de combustibles fósiles. Es por esto que es necesario conocer los principales impactos que genera la producción de biocombustibles, tanto en el área industrial como agronómica.

1. Demanda y contaminación de agua

Se considera que son necesarios 1400 litros de agua para la obtención de 1 litro de bioetanol a partir de caña de azúcar y 5000 litros de agua para uno en base a trigo. Estas referencias proporcionan una idea de las altas cantidades de recursos hídricos que se utilizan. Cabe mencionar que gran parte del agua utilizada puede contener grandes cantidades de nitrógeno, fósforo y materia orgánica.

2. Emisiones atmosféricas

Los biocombustibles suelen ser criticados por la huella de carbono que implica su producción, pero existe una diferencia de emisiones atmosféricas menor en relación con la gasolina convencional, además que las emisiones de metales y azufre en biocombustibles son muy reducidas. Como referencia se considera que la producción de 1000 litros de etanol a base de caña de azúcar emite aproximadamente 1423 kilogramos de dióxido de carbono y de la producción a base de maíz se emiten 1744 kilogramos de dióxido de carbono por cada 1000 litros de etanol producidos.

3. Ampliación de monocultivos

Al incrementar la demanda de bioetanol, también aumentan las hectáreas para el cultivo de materia prima de producción. Esto produce consecuencias tales como la pérdida de tierra arable, contaminación de suelos por uso de pesticidas, contaminación de cuerpos de agua, afectación de la salud humana, desplazamiento de especies, reducción y pérdida de cultivos tradicionales y afectación al ciclo de agua regional.

En este marco, existen estrategias propuestas a nivel mundial para enfrentar problemas ambientales del tipo mencionados. Estas estrategias están dadas por los Sistemas de Gestión ambiental (SGA), concebidos como vías para identificar y manejar sistemáticamente los aspectos e impactos ambientales por parte de las empresas.

Un SGA es aquel que permite a la empresa controlar los procesos susceptibles de generar daños al ambiente, minimizando los impactos ambientales de sus operaciones y mejorando el rendimiento de sus procesos. Así mismo, identifica políticas, procedimientos y recursos para cumplir y mantener una gestión ambiental efectiva en una empresa u organización.

Los SGA proporcionan un proceso cíclico de mejora continua. El mismo comienza con la planificación de una mejora de la actuación ambiental, comprobando posteriormente su funcionamiento para finalmente, corregir y mejorar el plan con base en las observaciones que surgen del proceso de comprobación.

Además, los SGA son la base del conjunto de normas ambientales desarrolladas por la Organización Internacional de Estandarización (ISO) en 1996 y son certificables bajo una de dichas normas, la ISO 14001. Esto brinda una ventaja competitiva a la hora de posicionar un determinado producto en el mercado internacional.

Estos sistemas de gestión ambiental permiten que una empresa sea más efectiva al momento de cumplir con sus metas ambientales. La implementación de los mismos ofrece varias ventajas:

- Flexibilidad de adaptación a la realidad de la empresa y su gestión general.
- Respaldo de una organización internacionalmente reconocida y aceptada.
- Consistencia en la política de desarrollo sostenible, con las regulaciones y exigencias de los consumidores.
- Mejor utilización de los recursos para reducir los costos operativos.
- Reducción de los riesgos de operación y accidentes laborales.
- Mejor imagen ante los consumidores y la comunidad en general.
- Mejor acceso a seguros, permisos y otras autorizaciones.

En este capítulo se implementan los conceptos aportados por un sistema de gestión ambiental, en base a los principios establecidos en la norma ISO 14001, para una planta de producción de bioetanol en base a remolacha azucarera.

8.2 Política ambiental

El conjunto directivo encargado de la organización de la empresa productora de bioetanol se compromete a conducir las actividades industriales de manera que se minimicen los impactos medioambientales negativos asociados a procesos, instalaciones y servicios. Prestando especial atención a la protección de los trabajadores, del entorno local y del público en general.

Se debe establecer, implementar y mantener una política ambiental que, dentro del alcance definido de su sistema de gestión ambiental, se comprometa a:

- Cumplir con leyes y regulaciones ambientales.
- Utilizar tecnologías ambientales, económicamente viables de implementar, con el propósito de minimizar impactos potenciales.
- Prevenir la contaminación y evaluación de riesgos potenciales.
- Aplicar criterios de eficiencia en la resolución de la problemática medioambiental.
- Incorporar criterios medioambientales a la gestión general del negocio.
- Proveer recursos técnicos, financieros, de formación y de personal.

- Implementar un plan de mejora continua.
- Difundir activamente la toma de conciencia ambiental a todo el personal y la sociedad, logrando la responsabilidad de los mismos en el desempeño ambiental.
- Crear espacios de diálogo con los vecinos de las zonas de influencia de la empresa y con ambientalistas, con el objetivo de mantener comunicación transparente y constructiva.
- Junto con las partes interesadas, a promover confianza y desarrollo mutuo para respetar siempre el medio ambiente.
- A que toda información y/o documentación referida al cuidado medio ambiental se encuentre disponible para las respectivas auditorías, ambientalistas, empleados, clientes, distribuidores, proveedores y toda la comunidad en general.

8.3 Alcance

Según la política ambiental que se establezca en la organización, los resultados esperados de un sistema de gestión ambiental incluyen:

- Una mejora en el desempeño ambiental.
- Cumplir con las obligaciones de cumplimiento.
- Conseguir los objetivos ambientales.
-

La norma ambiental ISO 14001 es aplicable a cualquier empresa sin importar el tamaño, el tipo y la naturaleza de la misma. Se garantiza la implementación de aspectos ambientales tanto a sus actividades y productos, como en sus servicios.

8.4 Identificación de impactos y aspectos ambientales

Dentro del alcance definido por el sistema de gestión ambiental, la organización debe determinar los aspectos ambientales de sus actividades, productos y servicios que puede controlar y de aquellos en los que puede influir. Cuando se determinan los aspectos ambientales, la organización debe tener en cuenta:

- a) Los cambios en desarrollos nuevos o planificados, y las actividades, productos y servicios nuevos o modificados;
- b) Las condiciones anormales y las situaciones de emergencia razonablemente previsibles.

La organización debe determinar y documentar aquellos aspectos que tengan o puedan tener un impacto ambiental significativo, mediante el uso de criterios establecidos.

Por lo tanto, resulta necesario conocer detalladamente tanto las propiedades físicas como químicas de cada sustancia utilizada o generada durante el proceso, así como también los equipos a utilizar y sus condiciones de operación. Siendo entonces posible el control de las potenciales fuentes de contaminación y el conocimiento de los peligros asociados a cada etapa del proceso de producción de bioetanol. Esto fomenta la disminución de los riesgos, incrementa la seguridad de los trabajadores y minimiza el impacto ambiental.

El proceso de identificación de los aspectos ambientales se realiza de forma colectiva por un equipo de trabajo. En el mismo participan especialistas de las áreas involucradas, con suficiente experiencia y conocimientos en las actividades de la organización, de manera que no se omita ningún aspecto ambiental que interactúe con el medio ambiente o posea potencial para ello.

8.5 Criterios de evaluación ambiental

Una vez identificados los aspectos ambientales, la organización deberá definir criterios para evaluar la importancia de los mismos, es decir, deberá establecer criterios que condicionarán el que un aspecto ambiental tenga impactos significativos. Los criterios

empleados para medir la significancia de cada uno de los aspectos identificados son definidos por cada organización.

La significancia es la valoración del impacto ambiental potencial o real de una actividad obtenida, a partir de criterios cuantitativos y cualitativos.

La importancia de los impactos ambientales, se valora de acuerdo a las siguientes variables:

- Magnitud (M): Constituye la cantidad o volumen del aspecto generado, emitido, vertido o consumido. Se aplica en aspectos ambientales de consumo de materias o sustancias, consumo de agua y energía o generación de residuos.
- Frecuencia (F): Se hace referencia a la duración o repetición del aspecto ambiental. Este criterio suele aplicarse en aspectos como el ruido generado, emisiones y olores.
- Peligrosidad/Naturaleza (P): Gravedad o toxicidad. Representa la propiedad que puede caracterizar a un aspecto ambiental, otorgando mayor significancia a aquellos que por su naturaleza son más dañinos para el medio ambiente.

Se define entonces la significancia como:

$$\text{Significancia} = (\text{Magnitud} + \text{Peligrosidad}) \cdot \text{Frecuencia}$$

Dentro de la variable peligrosidad/naturaleza se evalúa con un valor de 1 a aquellos impactos menores, un valor de 5 a los intermedios y 10 a los más importantes.

Para magnitud de los impactos mayores, se toma un valor de 5 y los menores de 1 debido al caso en que se trate de una planta nueva.

Para la variable de frecuencia, si esta es mayor a la anual se coloca un valor de 1, si ocurre al menos una vez al año 5 y 10 cuando es diaria.

El máximo valor de significancia que se puede obtener resulta cuando todos los parámetros toman su mayor valor y se obtiene un valor de 150. Se realiza lo mismo para hallar el mínimo valor de significancia (cuando todos los parámetros toman su menor valor), resultando en un valor de 2.

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

De esta forma queda determinado el rango de significancia dentro del cual se clasifican los impactos ambientales. Por último, se considera como criterio que un valor mayor al valor medio del rango (76) es significativo.

A continuación se muestra la matriz de aspectos e impactos ambientales aplicada al caso tratado:

Materias primas y sustancias utilizadas	Aspecto	Regularidad	Impacto Ambiental	Significancia	
				M	P
Remolacha azucarera	Uso de sustancia no peligrosa/biodegradable	Normal	Uso de suelos para el cultivo.	M=5	100
				P=5	
				F=10	
	Desechos de cosetas agotadas	Normal	Contaminación de suelos.	M=5	150
				P=10	
				F=10	
Solución de ácido sulfúrico 10%v/v	Uso de sustancia peligrosa	Normal	Contaminación de efluentes	M=1	60
				P=5	
				F=10	
	Derrame de sustancia peligrosa	Normal	Contaminación de efluentes y suelos	M=1	55
				P=10	
				F=5	
Lechada de Cal	Uso de sustancia peligrosa	Normal	Contaminación de efluentes	M=1	60
				P=5	

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

				F=10	
	Derrame de sustancia peligrosa	Normal	Contaminación de suelos y efluentes	M=1	30
				P=5	
				F=5	
Levadura de cerveza	Uso de sustancia no peligrosa	Normal	-	-	
Levadura de cerveza	Desecho de levadura agotada	Normal	Contaminación de suelos y efluentes	M=5	100
				P=5	
				F=10	
Shell Oil B (aceite térmico)	Uso de sustancia peligrosa	Normal	Contaminación de efluentes	M=1	60
				P=5	
				F=10	
	Derrame de sustancia peligrosa	Anormal	Contaminación de suelos y efluentes	M=1	55
P=10					
F=5					
Glicerol	Uso de sustancia peligrosa	Normal	Contaminación de efluentes	M=5	60
				P=1	
				F=10	
	Derrame de sustancia peligrosa	Normal	Contaminación de suelos y efluentes	M=1	10
P=1					
F=5					

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

Productos y Subproductos	Aspecto	Regularidad	Impacto Ambiental	Significancia	
Bioetanol	Uso de producto biodegradable	Normal	Reducción de la emisión de compuestos producidos por la combustión de combustibles fósiles que contaminan la atmosfera y fomentan el calentamiento global.	-	
	Derrame	Normal	Contaminación de efluentes y suelos.	M=5	60
				P=1	
F=10					
Dióxido de carbono	Uso de efluente gaseoso	Normal	Disminución de efecto invernadero y calentamiento atmosférico	-	
	Pérdidas o derrames	Normal	Contaminación de atmosfera, efecto invernadero y calentamiento global.	M=5	150
				P=10	
F=10					

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

Equipos	Aspectos	Regularidad	Impacto ambiental	Significancia	
Caldera	Posible explosión	Emergencia	Contaminación de la atmosfera por productos de combustión. Generación de residuos. Contaminación de suelos.	M=5	15
				P=10	
	F=1				
Caldera	Consumo de energía eléctrica	Durante todo el proceso	Agotamiento de servicios y recursos naturales.	M=1	60
				P=5	
				F=10	
	Uso de agua de reposición	Durante todo el proceso	La reutilización del agua mediante recirculación disminuye el gasto de la misma como recurso natural	-	
Calentadores de aceite	Posible explosión	Emergencia	Contaminación del aire por residuos de combustión.	M=5	15
				P=10	
	F=1				
	Consumo de	Durante todo el	Agotamiento de	M=5	60

	energía eléctrica	proceso	servicios y recursos naturales.	P=1	
				F=10	
Torres de enfriamiento (tiro inducido)	Uso de corrientes de agua recirculada a enfriar	Durante todo el proceso	La instalación de un circuito cerrado para la reutilización del agua de servicio reduce el consumo de la misma como recurso natural	-	
	Uso de corrientes de aire	Durante todo el proceso	Calentamiento de la atmosfera por aumento de temperatura del aire utilizado.	M=5	60
				P=1	
				F=10	
Consumo de energía eléctrica	Durante todo el proceso	Agotamiento de servicios y recursos naturales.	M=5	60	
			P=1		
			F=10		
Intercambiadores de calor	Uso de corrientes de proceso para intercambio de calor	Normal	Aprovechamiento de condiciones térmicas de corrientes de proceso para ahorro energético.	-	
	Consumo de energía	Durante todo el proceso	Agotamiento de recursos	M=1	60
P=5					

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

			naturales	F=10	
Condensadores	Uso de suministro de agua por recirculación	Durante todo el proceso	Reducción del gasto de agua de servicio como recurso natural	-	
	Consumo de energía	Durante todo el proceso	Agotamiento de recurso natural.	M=1	60
				P=5	
F=10					
Destiladores	Consumo de energía	Durante todo el proceso	Agotamiento de recursos naturales.	M=5	100
				P=5	
				F=10	
Extractor	Utilización de corrientes de procesos para proveer el agua necesaria	Durante todo el proceso	Disminución de consumo de agua de servicio	-	
Sistema de lavado de remolachas	Consumo de agua	Durante todo el proceso	Agotamiento del agua como recurso.	F=10	100
				M=5	
				P=5	
Reactores	Recirculación de agua de servicio	Durante todo el proceso	Disminución del consumo de agua de servicio como recurso natural.	-	
	Consumo de	Durante todo el	Agotamiento de	M=5	100

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

	energía	proceso	recurso natural.	P=5	75
				F=10	
	Menor conversión o tiempo de residencia	Anormal	Contaminación de efluentes aprovechamiento deficiente de energía.	M=5	
				P=10	
				F=5	

Generalidades	Aspectos	Regularidad	Impacto ambiental	Significancia	
Limpieza de equipos	Uso de agua como recurso natural	Normal	Agotamiento de agua como recurso renovable	M=1	10
				P=1	
				F=5	
	Generación de efluentes líquidos	Normal	Contaminación de efluentes y suelos	M=1	30
				P=5	
				F=5	
Mantenimiento	Actividades de mantenimiento de equipos	Normal	Reducción de posibles emisiones de efluentes	-	

			contaminantes y ahorro energético por funcionamientos deficientes.		
Transporte de productos	Emisiones de efluentes gaseosos	Normal	Incremento de emisiones gases que contribuyen al calentamiento global	M=5	150
				P=10	
				F=10	
Personal administrativo	Consumo de agua	Normal	Agotamiento de agua como recurso renovable	M=1	20
				P=1	
				F=10	
	Consumo de energía eléctrica	Normal	Agotamiento de recursos naturales para generación de energía.	M=1	20
				P=1	
				F=10	
	Generación de residuos urbanos	Normal	Contaminación de suelos.	M=1	20
				P=1	
				F=10	
	Consumo de papel	Normal	Consumo de recursos naturales.	M=1	20
				P=1	
				F=10	

Tabla 8.1: matriz de aspectos e impactos ambientales.

Cabe mencionar que en la tabla no se considera el consumo de energía eléctrica para los sistemas de bombeo, motores y otros equipos secundarios que poseen un consumo continuo a lo largo de todo el proceso.

8.6 Acciones a implementar

8.6.1 Materias Primas y sustancias utilizadas

El uso de remolacha azucarera para obtener bioetanol, permite obtener un combustible que reduzca las emisiones de gases que perjudican la atmosfera, tales como dióxido y monóxido de carbono. La utilización de los clásicos combustibles de origen fósil contribuye al calentamiento global debido al efecto invernadero. Los desechos de cosetas que durante el proceso de extracción de azúcar son separados del proceso, pueden destinarse a la producción de pellets para la alimentación de ganado. Para eso, los desechos de cosetas, una vez prensadas, deben someterse a un proceso de secado y acondicionamiento.

Las levaduras agotadas que resultan de la obtención de bioetanol por fermentación de azúcares, pueden destinarse a la generación de fertilizantes capaces de favorecer el propio cultivo de remolacha azucarera.

El glicerol utilizado para la purificación de etanol crudo en el proceso de destilación extractiva, se recircula con motivo de reducir la emisión de efluentes y el tratamiento de deposición final. De la misma manera, el aceite térmico Shell Oil B es recirculado en el sistema de intercambio de calor correspondiente para reducir al mínimo el tratamiento de este fluido como efluente.

8.6.2 Productos y sub productos

Como se menciona previamente, el producto principal de bioetanol permite obtener un combustible que durante su combustión emite menor cantidad de gases de efecto invernadero. Además de reducir la lluvia ácida, el bioetanol mejora la calidad de aire en zonas urbanas, no contamina el agua y reduce los residuos.

El dióxido de carbono obtenido como producto secundario no puede liberarse a la atmosfera directamente. Esto contribuiría al efecto de calentamiento global. Por este motivo, se plantea la posibilidad de comprimir este gas para producción de hielo seco, licuarlo para destinarlo a la venta para empresas de bebidas gaseosas o utilizarlo en extintores de CO₂ comprimido.

8.6.3 Equipos

El uso de todos los equipos mencionados, requiere de un estricto control para garantizar un plan de funcionamiento adecuado. Es necesario contar con un programa de capacitación para el personal a cargo del control y funcionamiento de los equipos, tanto para reducir las posibles perturbaciones ambientales como para solucionar rápidamente imprevistos y perturbaciones en el sistema. En la medida de lo posible se prefiere el uso de maquinarias con nueva tecnología, para reducir el impacto al medioambiente. Además resulta necesaria la implementación de rutinas de mantenimiento para garantizar el funcionamiento adecuado y evitar excesos en el consumo de energía.

8.6.4 Consumo de agua de lavado y tratamiento

El proceso de lavado de las remolachas requiere un elevado caudal de agua. Se considera que los lodos resultantes requieren un tratamiento específico. Los mismos poseen la suciedad extraída de las remolachas removidas de los centros de cultivo, es decir, tierra, malezas y restos de materia orgánica arrastradas por el proceso.

Para el tratamiento de estos efluentes se propone la instalación de una sub planta de tratamiento de residuos.

Esta instalación se compone de las siguientes etapas:

- *Decantación primaria:* Los procesos de tratamiento de lodos que representan a esta etapa permiten una reducción del volumen del lodo a tratar, eliminando agua y aumentando así la concentración en sólido por efecto gravitatorio. La alimentación se produce por la zona central, en la parte inferior se recogen los lodos espesados y en la superior queda el sobrenadante.
- *Estabilización biológica:* En esta etapa se busca reducir o minimizar los patógenos y reducir sustancialmente los microorganismos capaces de producir olores. Para esto se propone una estabilización con cal. Se mantiene un pH mayor a 12 por un tiempo mínimo de 2 horas, para asegurar la destrucción de los patógenos y proporcionar la suficiente alcalinidad residual para que el pH no descienda a menos de 11. Permitiendo, así, el tiempo suficiente para almacenamiento o disposición del lodo estabilizado. La cantidad de cal necesaria para estabilizar el lodo está determinada por el tiempo del mismo, su composición química y la concentración de sólidos.
- *Deshidratación:* Se trata de una operación física (natural o mecánica) empleada para reducir el contenido de humedad del lodo y su volumen. Para este caso se propone la utilización de filtros prensa, capaces de reducir la humedad de los lodos y obtener agua clarificada a reutilizar en el proceso de lavado.

Cabe señalar que los lodos obtenidos luego del proceso de deshidratación mecánica pueden ser aprovechados y utilizados como materia de abono en actividades agrícolas.

8.6.5 Generalidades

8.6.5.1 Limpieza y mantenimiento de equipos

Respecto a la limpieza, se requiere informar al personal responsable de esta tarea los procedimientos para un uso responsable de agua y de productos químicos. Esto evita el desperdicio de recursos y de materiales, disminuyendo la cantidad de efluentes producidos por el uso de productos de limpieza.

Para llevar a cabo actividades de mantenimiento de la maquinaria implementada en la planta, es necesario un plan de capacitación específico para el personal encargado del funcionamiento de equipos. Las tareas de mantenimiento permiten efectivizar y reducir el gasto energético, disminuyendo así posibles impactos al medio ambiente.

8.6.5.2 Transporte de productos

El transporte de productos a partir de vehículos es una fuente de contaminación relevante dentro de los procesos industriales debido a que se emiten gases que contribuyen al efecto invernadero. Se plantea entonces la posibilidad de utilizar vehículos cuyos motores sean compatibles con el uso del propio bioetanol para la distribución de los productos finales. De esta manera, se reducirían emisiones por el uso de combustibles fósiles convencionales y existiría un autoabastecimiento de la planta, provocando disminución de costos.

8.6.5.3 Personal administrativo

Se debe tener en cuenta las actividades que lleva a cabo el personal que trabaja dentro de la empresa y que, generan un impacto ambiental. Estos aspectos a tratar son los siguientes:

Las actividades llevadas a cabo por el personal de trabajo en la planta, también genera impactos en el medio ambiente y deben ser consideradas para su análisis y evaluación.

Los aspectos a considerar son los siguientes:

- Consumo de agua: se plantean jornadas de capacitación y concientización al personal sobre la importancia del agua como recurso natural no renovable.
- Consumo de energía: análogo al caso anterior, se propone un plan de concientización para el personal respecto al consumo y uso responsable de energía.
- Consumo de papel: se propone la reutilización de papel, junto con el uso y manejo responsable del mismo.
- Residuo urbano del personal: se propone una política de separación de residuos. Esto permite reutilizar materiales de tipo inorgánico y desechar aquellos componentes orgánicos, para su deposición y tratamiento final.

8.7 Índices de consumo

La eficiencia de la gestión ambiental llevada a cabo, es capaz de determinarse mediante la utilización los siguientes índices:

- Índice de consumo de agua

$$IA = \frac{m^3 \text{ de agua utilizada (proceso, equipos y personal)}}{\text{toneladas de bioetanol producido}}$$

- Índice de consumo energético

$$IE = \frac{\frac{KW}{h} \text{ de energía consumida (proceso, equipos y personal)}}{\text{toneladas de bioetanol producido}}$$

- Índice de residuos

$$IR = \frac{\text{toneladas de residuos generados (proceso, equipos y personal)}}{\text{toneladas de bioetanol producidos}}$$

Encontrándose en funcionamiento la planta productora de bioetanol, estos índices permiten establecer un parámetro para determinar cualitativamente la relevancia de cada aspecto o impacto ambiental producido.

8.8 Apoyo organizacional

8.8.1 Comunicación

Comprende la existencia y empleo de procedimientos para informar internamente, dentro de la organización, y, externamente, a las partes interesadas, de las actividades ambientales que desarrolla la empresa. Esta acción sirve de motivador a los propios empleados de la empresa ya que estimula la comprensión y aceptación del SGA implementado, a la vez que informa al público del esfuerzo emprendido por la organización por mejorar su desempeño ambiental.

La empresa debe establecer y mantener procedimientos de comunicación en cuanto a los aspectos ambientales y al propio Sistema de Gestión Ambiental.

La comunicación con los empleados debe de ser bidireccional (debe contemplar la comunicación de los empleados a la Dirección y de la Dirección a los empleados). Para ello se pueden utilizar algunos de los siguientes medios:

- Tablón de noticias.
- Hojas informativas.
- Cartas al personal.

- Buzón para sugerencias.
- Correo electrónico.
- Publicaciones periódicas internas.
- Actas de reunión.

La empresa debe disponer de un procedimiento que garantice que las comunicaciones externas son recibidas y documentadas. Además de establecer cuáles son consideradas relevantes, y quién y qué se responde a las comunicaciones recibidas.

Si la empresa posee una página web, puede utilizarla para recibir comunicaciones externas, poniendo para ello un buzón que permita a los visitantes dejar sugerencias.

De un modo voluntario o en respuesta a peticiones individuales de información de terceras partes, la Empresa puede emplear, además de los medios ya utilizados, otros canales de comunicación, tales como comunicados de prensa y ediciones de boletines.

8.8.2 Capacitación del personal

La actividad de cualquier empleado dentro de la empresa tiene un impacto sobre el medio ambiente, por lo que para que su trabajo se realice de forma correcta y sin causar impactos sobre el medio ambiente, debe de estar formado e informado.

La formación que se sugiere no puede considerarse un mero trámite. Para que los empleados participen en la mejora del medio ambiente y puedan responder a los problemas o anticiparse a ellos, necesitarán asumir algunos conceptos y adquirir nuevas habilidades. En este sentido pueden identificarse 3 objetivos básicos de la capacitación muy relacionados:

- La sensibilización ambiental de todos los empleados.
- La formación general sobre la gestión ambiental.
- La competencia profesional de funciones especializadas.

La sensibilización, consiste en transmitir a todos los empleados el sentimiento de que el medio ambiente es algo verdaderamente importante para la organización y que es fundamental la participación de todos a través de un sistema de actuación común.

El objetivo de fondo de la sensibilización consiste en lograr que cada integrante de la organización tome conciencia de las implicaciones que tiene su trabajo diario sobre el medio ambiente y que sea plenamente responsable de ellas. Considerar los problemas ambientales como propios es un paso fundamental para reducirlos.

Las campañas de sensibilización deben recoger los puntos comentados anteriormente

- Importancia de la política.
- Impactos ambientales significativos de la empresa.
- Beneficios de la gestión ambiental.
- Consecuencias de la falta de cumplimiento.
-

La formación general pretende asegurar que todos los empleados tengan un nivel adecuado de conocimientos sobre gestión ambiental. La variedad de temas a tratar dependerá de la formación de base de los empleados y de las funciones que tengan asignadas. En este sentido es conveniente que el departamento de recursos humanos prepare, junto con el responsable del SGA, un plan de formación específico para la organización

La competencia profesional se refiere a la necesidad de que aquellos empleados que realizan funciones especializadas relacionadas con el medio ambiente tengan un nivel suficiente de capacitación profesional a través de títulos profesionales o bien de experiencia profesional equivalente que pueda ser demostrada documentalmente.

8.8.3 Registros y documentación

La información documentada, a partir de un plan de registro constante, permite:

- Establecer la política y los objetivos ambientales.
- Desarrollar y evidenciar la implementación de un sistema de gestión ambiental.
- Promover una acción consistente.

- Definir claramente la autoridad y responsabilidad del personal.
- Facilitar la comunicación al personal.
- Facilitar los cambios en el sistema de gestión ambiental.
- Ayudar y orientar al personal nuevo.

Es importante que la información documentada no sea excesiva. Debe ser suficiente pero no sinónimo de generación de papeles y burocracia. La misma debe ser simple, clara, concisa, estar controlada y mantenida.

Al encontrarse la planta de generación de bioetanol en funcionamiento, la información a documentar será la siguiente, basada en las exigencias de la norma ISO 14001:

- Mantener información documentada del alcance del sistema de gestión ambiental.
- Mantener información documentada de la política ambiental aplicada.
- Mantener información necesaria para tener la confianza en que los procesos se han llevado a cabo según lo planificado en riesgos y oportunidades que es necesario abordar.
- Mantener información documentada sobre:
 - Los criterios usados para determinar los aspectos ambientales significativos.
 - Los aspectos e impactos ambientales asociados.
 - Los aspectos ambientales significativos.
- Mantener información documentada de los requisitos legales.
- Mantener información documentada de los objetivos.
- Conservar información documentada como evidencia de la competencia.
- Conservar información documentada como evidencia de la comunicación.
- Información documentada que la organización ha determinado necesaria para la eficacia del sistema de gestión ambiental.
- Información documentada de origen externo que la organización ha determinado necesaria para el sistema de gestión ambiental.
- Mantener información necesaria para tener la confianza en que los procesos se han llevado a cabo según lo planificado.
- Mantener información necesaria para tener la confianza en que los procesos se han llevado a cabo según lo planificado.

- Conservar información documentada como evidencia del seguimiento, medición, análisis y evaluación.
- Conservar información documentada como evidencia de los resultados de evaluación del cumplimiento.
- Conservar información documentada como evidencia de la implementación del programa de auditoría.
- Conservar información documentada como evidencia de los resultados de las revisiones por la dirección.

8.9 Liderazgo

8.9.1 Liderazgo y compromiso

8.9.1.1 Generalidades

La Dirección de la empresa se compromete a cumplir con los requisitos del cliente y las reglamentaciones correspondientes. A su vez, se establece una Política de Calidad acompañada de objetivos coherentes.

Se aseguran revisiones del Sistema de Gestión de la Calidad para lograr el seguimiento y la mejora continua del mismo dotándose, a su vez, a la empresa de los recursos necesarios para el cumplimiento con los requisitos y la satisfacción del cliente.

8.9.1.2 Enfoque al cliente

Se identifican los requisitos y las necesidades de los clientes, asegurando que estos se cumplan y midiendo su satisfacción final. Cualquier comentario desfavorable con respecto a la calidad de alguno de los productos generará la apertura de una incidencia o una no conformidad, de acuerdo a lo expuesto en el procedimiento PC-01 Gestión de incidencias, no conformidades y acciones correctivas (ver Anexo).

8.9.2 Política

8.9.2.1 Establecimiento de una política de calidad

La Dirección de la empresa asegura que la Política de Calidad es adecuada al propósito de la organización, incluyendo un compromiso de cumplir con todos los requisitos y mejorar continuamente el Sistema de Gestión de Calidad. Esta política proporciona un marco de referencia para establecer y revisar los objetivos de calidad, es comunicada y entendida dentro de la organización, es revisada para su continua adecuación y se encuentra a disposición del público.

8.9.2.2 Comunicación de la política de la calidad

La política de la Calidad se encuentra a disposición de todas las partes interesadas, sean estos clientes, proveedores u otras partes. Además, se asegura que todos los empleados de la empresa tengan acceso y comprendan el significado de la política de la calidad de la empresa.

8.9.3 Roles, responsabilidades y autoridades en la organización

Las responsabilidades y autoridades quedan definidas por la Dirección de la empresa. Las mismas son comunicadas y archivadas en los documentos del Sistema. De esta manera, se encuentran definidas las responsabilidades y competencias para todo el personal que dirige, realiza y verifica cualquier trabajo que incide sobre la calidad del producto.

La estructura organizativa de la empresa se refleja mediante el siguiente organigrama:

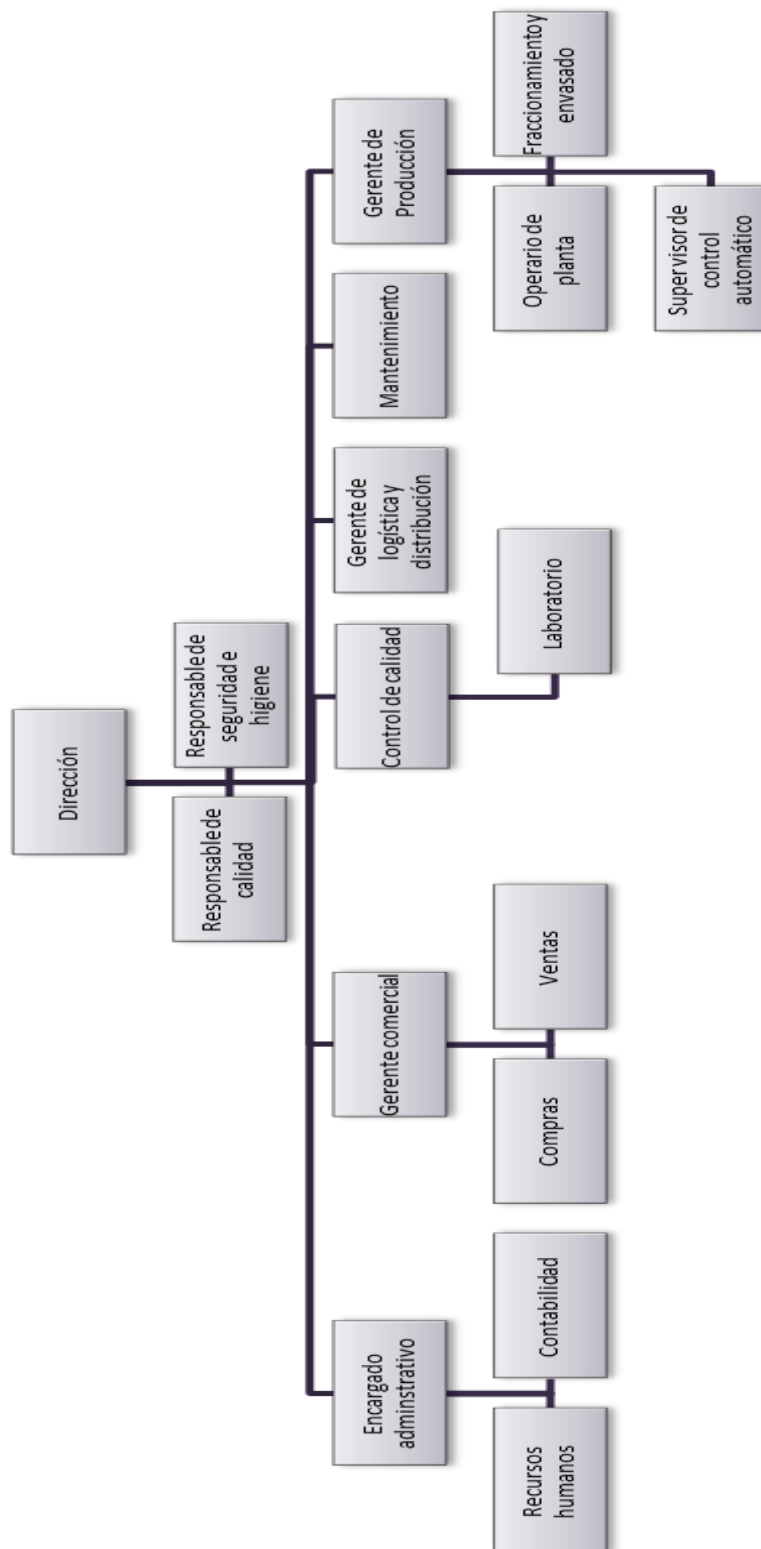


Gráfico 8.1: Estructura jerárquica organizativa de la empresa.

8.10 Mejora continua

8.10.1 Generalidades

En la empresa se aplican métodos apropiados para el seguimiento de los procesos del Sistema de Gestión de la Calidad. Dichos métodos demuestran la capacidad del producto para alcanzar los resultados planificados según lo establecido, y se registran en los registros correspondientes a cada producto.

En el caso de no alcanzarse los resultados planificados, se llevan a cabo acciones correctivas tal y como se establece en el procedimiento *PC-01 Gestión de incidencias, no conformidades y acciones correctivas* (ver Anexo).

8.10.2 Satisfacción del cliente

Para conocer la percepción del cliente con respecto al cumplimiento de sus requisitos, se realizan encuestas de evaluación de la satisfacción, que son enviadas periódicamente al cliente de modo de poder conocer la evolución de la opinión del mismo con respecto al producto en cuestión.

Asimismo, la empresa establece dentro de su Sistema de Gestión de la Calidad una herramienta para registrar los reclamos, analizar las posibles causas del mismo, darles un trato personalizado y una solución. Dichos reclamos se registran en el procedimiento *PC-01 Gestión de incidencias, no conformidades y acciones correctivas* (ver Anexo).

8.10.3 Comunicación con el cliente

En la empresa, la comunicación con el cliente es continua, tanto para informar sobre el estado del pedido como para cualquier consulta, revisión necesaria, atención de pedidos y autorizaciones. Los reclamos de los clientes son registrados en el *PC-01 Parte de No Conformidad y Acción correctiva*, dejando evidencia de las causas que los

generaron, soluciones propuestas y responsables de implementarlas. Además de ello, se utilizan encuestas de satisfacción de clientes como herramienta para obtener la percepción con respecto al cumplimiento de los requisitos.

8.10.4 Análisis y evaluación

Para determinar la idoneidad y eficacia del Sistema de Gestión de Calidad, en la empresa se determinan, recopilan, y analizan todos los datos disponibles. De esta manera, también se evalúa dónde puede realizarse la mejora continua.

Dicho análisis de los datos proporciona información sobre la satisfacción del cliente, los proveedores, la conformidad con los requisitos del cliente y las características y tendencias de procesos. Este análisis de los datos se realiza principalmente durante la revisión por la dirección o durante evaluaciones a cargo del responsable de calidad.

8.10.5 Auditoría Interna

En la empresa, a intervalos planificados se llevan a cabo auditorías internas para determinar si el Sistema de Gestión de Calidad es conforme con las disposiciones planificadas, con los requisitos de las normas ISO 9001:2015 y con los requisitos para el Sistema de Gestión de Calidad establecidos por la empresa, así como para determinar que dicho Sistema de Gestión se ha implementado y se mantiene de manera eficaz.

8.10.6 Revisión por la dirección

8.10.6.1 Generalidades

La Dirección revisa, a intervalos planificados, la buena marcha del Sistema de Gestión de la Calidad según lo establecido en la presente sección.

Esta revisión incluirá la evaluación de oportunidades de mejora, la evaluación del cumplimiento legal, comunicaciones con las partes interesadas, estado de las acciones correctivas, seguimiento de decisiones tomadas en revisiones por la dirección anteriores y la necesidad de efectuar cambios en el Sistema de Gestión de la Calidad, quedando todo ello registrado en el registro correspondiente.

8.10.6.2 Entradas de la revisión por la dirección

La Dirección tiene la responsabilidad de realizar, durante el primer semestre de cada año, una reunión específica donde efectúa la Revisión del Sistema de Gestión de la Calidad. A la reunión, que se celebra tras convocatoria del Responsable de calidad con indicación de fecha, hora, lugar de reunión y temas a tratar, asiste Dirección, Responsable de calidad y quien la dirección considere conveniente.

Se analizan los siguientes puntos como datos de entrada para la Revisión:

- Resultado de auditorías internas y externas.
- Retroalimentación y reclamos de Clientes.
- Desempeño de los Procesos y Conformidad del Servicio (Indicadores de Calidad).
- Estado de las acciones correctivas. Incidentes y accidentes relacionados con la calidad.
- Acciones de Seguimiento de Revisiones por la Dirección previas.
- Cambios que podrían afectar al sistema de gestión de calidad.
- Recomendaciones para la Mejora.

8.10.6.3 Salidas de la revisión por la dirección

El responsable de calidad documenta el informe de la revisión por la dirección, que firma junto con Dirección y archiva como registro de calidad, donde se enumeran todos los temas tratados, las decisiones tomadas, las acciones a emprender para desarrollar las

decisiones tomadas así como los responsables de llevarlas a cabo y los plazos previstos para implementarlas, los recursos asignados, etc.

El acta de revisión por la Dirección describe las decisiones tomadas para abordar:

- Mejoras en la eficacia del sistema de gestión de la calidad y sus procesos.
- Mejoras en el producto/servicio respecto al cumplimiento de las necesidades y requisitos de los clientes.
- Los recursos necesarios para abordar la mejora.

8.11 Preparación y Respuesta a Emergencias

Habitualmente los planes de emergencia tienen como objetivo garantizar la seguridad para las personas en caso de accidentes inesperados o situaciones de emergencia. Se centran en las acciones que deben realizarse inmediatamente después del incidente (ejemplo: evacuación de las instalaciones en caso de incendio) y tienen una estrecha relación con los sistemas de seguridad y salud laboral.

En el contexto de un SGA sólo se hace referencia a consideraciones ambientales derivadas de situaciones de emergencia, pero es evidente que las organizaciones tienden a realizar planes conjuntos de emergencia para temas de seguridad y medio ambiente.

Los accidentes e incidentes pueden deteriorar el medio ambiente y la seguridad y salud de los trabajadores, así como afectar a las instalaciones vecinas. Para minimizar los posibles efectos, la empresa debe establecer un procedimiento documentado donde:

- Se identifiquen los posibles accidentes potenciales o situaciones de emergencia que pueden producirse.
- Se establezcan las medidas de prevención de accidentes.
- Se detallen los procedimientos y pautas de actuación ante un accidente (Planes de emergencia).

Una vez identificados los aspectos potenciales, los pasos que debe seguir la empresa son:

- Paso 1: Identificar los posibles accidentes potenciales y situaciones de emergencia (visitando las instalaciones y recopilando históricos de accidentes)
- Paso 2: Evaluar el posible impacto ambiental que puedan causar dichos aspectos potenciales (a través de la evaluación de aspectos ambientales).
- Paso 3: Elaborar un Plan de Emergencia (si la empresa no tiene uno) detallando las pautas de actuación ante un accidente o situación de emergencia, con el objetivo de minimizar el impacto que causaría sobre el medio ambiente.
- Paso 4: Establecer las medidas preventivas, con el objetivo de evitar que se produzcan.

Para llevar a cabo la evaluación del impacto, la elaboración del plan de emergencia y establecer las medidas preventivas se pueden usar fichas de actuación ante situaciones de emergencia. Para ello se elabora una ficha para cada uno de los accidentes potenciales y situaciones de emergencia identificados, detallando las medidas preventivas y las pautas de actuación establecidas en el caso de que se produzca un accidente. Se recomienda que estas fichas estén visibles en los diferentes puestos de trabajo, donde son susceptibles de producirse los accidentes potenciales y situaciones de emergencia

8.12 Ley General del Ambiente (25675/02)

Esta legislación establece los presupuestos mínimos para el logro de una gestión sustentable y adecuada del ambiente, la preservación y protección de la diversidad biológica y la implementación del desarrollo sustentable. La política ambiental argentina está sujeta al cumplimiento de los siguientes principios: de congruencia, de prevención, precautorio, de equidad intergeneracional, de progresividad, de responsabilidad, de subsidiariedad, de sustentabilidad, de solidaridad y de cooperación.

8.12.1 Implementación de la ley y operación

El plan destinado a generar un sistema de gestión ambiental debe contemplar la designación de un representante capacitado a quien todo el personal de la empresa tiene

que rendir cuentas sobre toda su área de trabajo, ya sean operarios intermedios o de base. La persona que asuma esta responsabilidad debe haber recibido la formación necesaria para llevar a cabo esta tarea y se requiere que cumpla con las siguientes funciones:

- Realizar la coordinación del desarrollo y el control de todos los documentos que forman parte del Sistema de Gestión Ambiental.
- Informar a la alta dirección de la organización sobre el funcionamiento del Sistema de Gestión Ambiental.
- Debe garantizar que se realiza la mejora continua.
- Se encarga de dirigir todos los días las cuestiones ambientales que surjan en la organización.
- Tiene que realizar un seguimiento de la actuación ambiental de la organización.
- Asegurar que se cumple la legislación ambiental.
- Realizar la política ambiental de la organización.
- Fijar cuáles serán los objetivos y las metas.
- Dar formación y sensibilizar a toda la organización sobre el cuidado del medio ambiente.
- Tiene que identificar las expectativas ambientales que tiene los clientes de la organización.
- Debe determinar cuál será la actuación ambiental de los proveedores.

8.13 Ley 24051- Residuos Peligrosos

Ficha Informativa de la Ley 24.051 de Residuos Peligrosos	
Ámbito	Nacional
Tipo	Ley
Sancionada	Diciembre 17 de 1991
Promulgada de Hecho	Enero 8 de 1992

Estatus	Vigente
Aplicación	Personas físicas o jurídicas que generen, transporten, traten y/o dispongan residuos peligrosos en las condiciones de lugar que fija el artículo 1° de dicha ley
Requisitos	Inscripción en el Registro Nacional de Generadores y Operadores de Residuos Peligrosos según artículo 15 de la presente ley
Sector de Producción	Se aplica a toda la planta
Motivo de Aplicación	Residuos y desechos generados durante el proceso de producción de bioetanol. Se incluye el uso de solventes orgánicos, tales como el glicerol y mezclas de hidrocarburos con agua.
Equipamiento	Disponer de contenedores especiales para residuos derivados del uso de los compuestos mencionados y de personal capacitado en su manipulación.

8.14 Requisitos legales según la constitución nacional

La organización del plan aplicado, para la gestión ambiental pertinente, se basa en los principios de la política ambiental de la Constitución Nacional:

8.14.1 Artículo 41

Se establece en este artículo que todos los habitantes gozan del derecho a un ambiente sano, equilibrado y apto para el desarrollo humano. Garantizando que las actividades productivas satisfagan las necesidades presentes sin comprometer las de las

generaciones futuras, teniendo el deber de preservarlo. El daño ambiental generará prioritariamente la obligación de recomponerlo, según lo establezca la ley.

Las autoridades proveerán a la protección de este derecho, a la utilización racional de los recursos naturales, a la preservación del patrimonio natural y cultural y de la diversidad biológica, junto con la información y educación ambientales.

Corresponde a la Nación dictar las normas que contengan los presupuestos mínimos de protección, y a las provincias, las necesarias para complementarlas, sin que aquellas alteren las jurisdicciones locales.

Se prohíbe el ingreso al territorio nacional de residuos actual o potencialmente peligrosos, y de los radiactivos.

8.14.2 Artículo 43

Este artículo menciona que toda persona puede interponer acción expedita y rápida de amparo, siempre que no exista otro medio judicial más idóneo, contra todo acto u omisión de autoridades públicas o de particulares, que en forma actual o inminente lesione, restrinja, altere o amenace, con arbitrariedad o ilegalidad manifiesta, derechos y garantías reconocidos por esta Constitución, un tratado o una ley. En el caso, el juez podrá declarar la inconstitucionalidad de la norma en que se funde el acto u omisión lesiva.

Podrán interponer esta acción contra cualquier forma de discriminación y en lo relativo a los derechos que protegen al ambiente, a la competencia, al usuario y al consumidor, así como a los derechos de incidencia colectiva en general, el afectado, el defensor del pueblo y las asociaciones que propendan a esos fines, registradas conforme a la ley, la que determinará los requisitos y formas de su organización.

Toda persona podrá interponer esta acción para tomar conocimiento de los datos a ella referidos y de su finalidad, que consten en registros o bancos de datos públicos, o los privados destinados a proveer informes, y en caso de falsedad o discriminación, para exigir la supresión, rectificación, confidencialidad o actualización de aquéllos. No podrá afectarse el secreto de las fuentes de información periodística.

8.14.3 Artículo 124

En este apartado se menciona la posibilidad de las provincias a celebrar tratados parciales para fines de administración de justicia, de intereses económicos y trabajos de utilidad común, con conocimiento del Congreso Federal; y promover su industria, la inmigración, la construcción de ferrocarriles y canales navegables, la colonización de tierras de propiedad provincial, la introducción y establecimiento de nuevas industrias, la importación de capitales extranjeros y la exploración de sus ríos, por leyes protectoras de estos fines, y con sus recursos propios.

8.15 Anexo

8.15.1 Procedimientos desarrollados

8.15.1.1 PC-01- Gestión de incidencias, no conformidades y acciones correctivas

Objeto y campo de aplicación

El presente procedimiento tiene por objeto establecer la forma de llevar a cabo la gestión de las incidencias, las no conformidades y acciones correctivas de calidad de la empresa.

Responsabilidades

Dirección	- Analizar el estado de las acciones correctivas y preventivas en la Revisión del Sistema por la Dirección.
Responsable de calidad	- Recepción y/o apertura de no conformidades/reportes de incidentes detectadas por el personal de la empresa (incluidos él mismo) - Estudio de la no-conformidad, análisis de causas y determinación de la solución, responsable de ejecución y plazo de implantación junto al Jefe de Producción y/o Dirección. - Seguimiento y verificación la eficacia de la solución propuesta para eliminar la no-conformidad y reporte de incidencia - Revisión, cierre y archivo de las no conformidades y reportes de incidencias
Todos los empleados	- Detectar las no-conformidades/reportes de incidencia e informar de ello al

	responsable de calidad a la mayor brevedad. - Llevar a cabo la solución de la no-conformidad cuando sea designado para ello e informar de los resultados a la conclusión de la misma.
--	---

Desarrollo

Apertura de un reporte de incidencia

La apertura de un reporte de incidente se produce en base a un hecho en el cual el problema no es complejo, como tampoco lo es su acción inmediata ni su incidencia sobre la calidad del producto. Las deficiencias o incidencias observadas cuando se trate de insumos suministrados por proveedores, se registran en el registro Reporte de Incidentes.

Cualquier empleado de la empresa puede detectar incidencias durante el desarrollo de sus actividades, entregando o enviando vía digital, según el lugar, al responsable de calidad el registro de Reporte de Incidencias, indicando la persona que la reportó, fecha, cliente afectado, descripción de la incidencia, consecuencias y, si procede, la acción inmediata implementada para mitigar los daños ocasionados por el problema.

Una vez que el responsable de calidad recibe el registro de Reporte de Incidencias, cumplimenta el número de reporte y procede a proponer una solución consensuada con el área involucrada y luego realiza el seguimiento y verificación de la misma. Se dará por cerrado si la misma es satisfactoria. De no ser así, se dará lugar a un nuevo reporte de incidente o una no conformidad (según la gravedad).

Todos los reportes son volcados al Listado de Reportes de Incidencias, con su numeración correspondiente.

Apertura de un informe de no conformidad

La apertura de un parte de no conformidad se producirá cuando el desvío compromete la capacidad de la organización para satisfacer los requisitos de sus clientes, o bien por la reiteración de un incidente (más de 3). Así, las deficiencias o incidencias

observadas por el cliente dan origen a un registro llamado Parte de No Conformidad y Acción Correctiva.

Cualquier empleado de la empresa puede detectar no conformidades durante el desarrollo de sus actividades, entregando o enviando vía digital, según el lugar, al responsable de calidad el registro Parte de No Conformidad y Acción Correctiva indicando fecha en que fue detectada, el área de ocurrencia, descripción de la No Conformidad, y si aplica, describe la acción inmediata implementada para corregirla. Una vez que el responsable de calidad recibe el registro completo deberá registrar el número de No Conformidad detectada.

Una vez analizadas las causas, el responsable de calidad procede a proponer una acción correctiva en un plazo determinado consensuado con el área involucrada.

Seguimiento y cierre de una no conformidad

El responsable de calidad realiza un seguimiento de la correcta implementación de cada acción correctiva para eliminar las causas de las no conformidades evitando o previniendo su ocurrencia. Una vez comprobado que la acción se ha implementado correctamente y es eficaz, se cierra el registro indicando la fecha de cierre y la evaluación de la eficacia de la solución.

Documentos de referencia

- ISO 9001:2015. Capítulo 8. Sección 8.7 - Control de las salidas no conformes.
- ISO 9001:2015. Capítulo 10. Sección 10.2 - No Conformidad y Acción Correctiva.

8.16 Bibliografía

- http://consultaema.mx:75/pqtinformativo/GENERAL/UV/Documentos_por_area/Auditoria_AmbientalAA/Identificaci%C3%B3n%20y%20Evaluaci%C3%B3n%20de%20Aspectos%20Ambientales.pdf
- <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/75000-79999/79980/norma.htm>
- <https://www.nueva-iso-14001.com/pdfs/FDIS-14001.pdf>
- http://intranet.upmh.edu.mx/calidad/materialApoyo/ISO/ISO_14001_2015%20Requisitos.PDF
- <http://natzone.org/index.php/nosotros/presentacion/16-frontpage-blog/educacion-ambiental/412-impacto-ambiental-de-la-produccion-de-bioetanol-de-primera-generacion>
- <http://www.biodisol.com/biocombustibles/ventajas-y-desventajas-del-bioetanol/>
- <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/0-4999/450/texact.htm>
- <http://www.fao.org/docrep/007/ad818s/ad818s08.htm>
- <https://blog.condorchem.com/tratamiento-de-lodos/>
- https://www.fundacionmapfre.org/documentacion/publico/es/catalogo_imagenes/grupo.cmd?path=1030527
- <https://www.mific.gob.ni/GESTIONAMBIENTAL/SISTEMADEGESTIONAMBIENTAL.aspx>

9. Análisis Económico

9.1 Estimación del costo de inversión (CapEx)

El estudio de mercado, realizado previamente en el capítulo 1, fija las bases mínimas para determinar la capacidad de la planta industrial a instalar. Esto se relaciona directamente con la inversión, definida como la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación. De esta forma, se analizan en primer lugar los costos de inversión directa e indirecta, los cuales son calculados a partir del método de estimación por factores.

La inversión total requerida para realizar y operar el proyecto se compone de dos partes: Inversión fija total (I_{FT}) e inversión en capital de trabajo (I_W).

La inversión total (I_T) se define como la suma de estas dos partes mencionadas. Es decir:

$$I_T = I_{FT} + I_W$$

La inversión fija total se obtiene de la suma del terreno y la inversión fija (I_F):

$$I_{FT} = I_F + \text{terreno}$$

Para estimar la inversión fija se utiliza el método de Chilton (1949), denominado Método de los Factores. El mismo permite calcular la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso instalados con un error del 10-15%. El punto de partida de este método es la estimación de la inversión de los equipos principales de proceso, incluyendo el valor de instalación (I_E). Los otros componentes de la inversión, necesarios para completar el sistema, se correlacionan con la inversión en los equipos principales instalados, por lo que la inversión fija se puede estimar a partir de la aplicación de factores experimentales a la inversión básica I_E .

El cálculo se realiza con la siguiente ecuación:

$$I_F = I_E \cdot (1 + \sum fi) \cdot (1 + \sum fli)$$

Siendo:

I_F = inversión fija (sin terreno) del sistema completo.

I_E = valor de los equipos principales instalados.

fi = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa, como cañerías, instrumentación, construcciones.

fli = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta como ingeniería y supervisión, contingencias.

9.1.1 Costo de Equipos

En este apartado se determina el costo de cada uno de los equipos, incluyendo la instalación correspondiente.

Si el valor del precio de los equipos o de plantas similares corresponde a periodos anteriores, se deben hacer modificaciones debido al cambio de las condiciones económicas a través del tiempo. Esta actualización puede realizarse mediante el uso de los índices de costos.

Un índice de costos consiste en un número adimensional que muestra la relación entre el precio de un bien en un tiempo dado y el precio del mismo bien en un tiempo base. Si se conoce el precio pasado en una fecha determinada, el precio presente se puede calcular según la siguiente expresión:

$$\text{valor a tiempo presente} = \text{valor a tiempo base} \cdot \frac{\text{índice a tiempo presente}}{\text{índice a tiempo base}}$$

Para la estimación de los precios de equipos actualizados, se utiliza el valor del índice correspondiente para plantas químicas, aportado por la revista Chemical Engineering. Se utiliza como valor presente el índice determinado para el año 2017, cuyo valor es de 567,5⁸¹.

Los costos de aquellos equipos que no fueron aportados por un proveedor determinado, serán estimados mediante la expresión anterior y utilizando los índices de cálculo correspondientes en cada caso.

⁸¹ <https://www.chemengonline.com/cepci-updates-january-2018-prelim-and-december-2017-final/?printmode=1>

9.1.1.1 Intercambiadores de Calor

Para la estimación del costo de estos equipos, se utiliza un gráfico aportado por bibliografía⁸². El mismo permite estimar el costo de los equipos conociendo el valor correspondiente para el año 1998 y sabiendo que el valor del índice de este año es igual a 389,5.

En la tabla siguiente se resumen los costos involucrados, incluyendo la instalación de cada equipo. Se hace referencia a las corrientes participantes en los equipos según la nomenclatura utilizada en el capítulo 7 respectivamente.

N°	Intercambiador	Área de intercambio	Costo estimado con instalación (US\$)
1	Pre calentamiento de F y enfriamiento de Smix	79,71 m ² (858 ft ²)	135.207,1
2	Calentamiento de F y pre enfriamiento de P2	619,27 m ² (6665,82 ft ²)	394.702,76
3	Enfriamiento de P2 con agua de servicio	1619,5 m ² (17432,29 ft ²)	843.105,58
4	Enfriamiento de E con agua de servicio	299,86 m ² (3227,7 ft ²)	239.974,48
5	Enfriamiento de Sf con agua de servicio	755,6 m ² (8133,28 ft ²)	461.925,22

9.1.1.2 Condensadores

La estimación de costos para los condensadores se realiza utilizando el mismo gráfico que para los intercambiadores de calor. Se considera que el diseño de estos equipos es aproximado a un intercambiador de tubo y coraza.

Los costos involucrados, incluyendo el valor de la instalación de cada equipo, se resumen en la siguiente tabla:

⁸² <https://www.osti.gov/servlets/purl/797810/>

Condensador	Área de intercambio	Costo estimado con instalación (US\$)
Torre de destilación 1	600 m ² (6446 ft ²)	377.650,5
Torre de destilación 2	1067 m ² (11482 ft ²)	555.132,9
Torre de destilación 3	190,5 m ² (2733 ft ²)	189.422

9.1.1.3 Reevaporadores

Reevaporador	Área de intercambio	Costo estimado con instalación (US\$)
Torre de destilación 1	1374 m ² (14790 ft ²)	725.065
Torre de destilación 2	731 m ² (7868 ft ²)	463.659
Torre de destilación 3	2669 m ² (28727 ft ²)	1.273.251

9.1.1.4 Torre de enfriamiento

El parámetro de selección de las torres de enfriamiento está dado por el caudal de agua a refrigerar. Según lo mencionado en el capítulo 7 el requerimiento total de agua a recircular para refrigerar el sistema es de 5091,8 m³/h (22418,52 GPM). Para estimar el costo de los equipos se utiliza un gráfico de precios en dólares del año 1998 y se actualiza al año 2017. La curva correspondiente para torres de enfriamiento alcanza una capacidad máxima de 6000 GPM. Por ende se estima el costo considerando tres torres trabajando en paralelo de esta capacidad, y una cuarta torre más pequeña de 5000 GPM aproximadamente.

Estimando el costo total para estos equipos, considerando la instalación y la actualización del precio al año 2017, resulta un costo total de US\$1.740.381,8.

9.1.1.5 Calderas de vapor

Debido a la imposibilidad de obtener el costo de las calderas seleccionadas en el capítulo 7, se realiza una estimación aproximada de este valor según el requerimiento de vapor de agua requerido para el proceso.

Para la estimación se utiliza un gráfico de costos e dólares e función de la demanda de vapor en libras por hora. El grafico utilizado corresponde al año 1998 y se actualiza el precio utilizando el índice correspondiente al año 2017.

Resulta entonces un costo total para las calderas de vapor, incluyendo la instalación, de US\$ 2.378.871,82.

9.1.1.6 Biorreactores

Resulta difícil estimar el costo de los reactores necesarios a implementar debido a las dimensiones necesarias. Por lo tanto se consulta a la empresa DUBER Ingeniería⁸³, experta en diseño y construcción de tanques y reactores de acero inoxidable. Según referencias de la empresa, el costo de un biorreactor de acero inoxidable 316 de aproximadamente 3000 m³ es de US\$ 30.000 aproximadamente. Se adiciona un 20% a este valor con motivo de considerar la instalación de un equipo de agitación. Debido a que se requieren dos biorreactores de este volumen, el costo requerido total para los reactores es de US\$ 72.000.

9.1.1.7 Extractor

Para estimar el costo de este equipo se considera que previamente fue dimensionado (275 m³) tomando en cuenta el caudal de trabajo y un tiempo de residencia para el proceso de 1 hora aproximadamente. Se aproxima como un tanque cilíndrico de acero inoxidable. Tomando como criterio el valor de costo obtenido para el sistema de biorreactores, se aproxima que el costo correspondiente al extractor es de US\$ 2.750.

9.1.1.8 Tanque madre

El tanque madre se encuentra construido en acero inoxidable 316, al igual que los biorreactores. Se estima el costo de este tanque madre a partir del dato aportado por la empresa DUBER para los reactores y se adiciona un 20% para el valor calculado. Sabiendo que el volumen del tanque madre es de aproximadamente 307 m³, corresponde un costo de aproximadamente US\$ 3400.

⁸³ <http://duberingenieria.com/>

9.1.1.9 Torres de destilación

Según bibliografía, el diámetro común de las torres de destilación varía entre 4 y 24 ft. Para estimar el costo de estos equipos, se consideran torres de platos de válvulas, con un diámetro de 15 ft aproximadamente. Las curvas de estimación usadas corresponden a una presión de 15 psig (1 atm aproximadamente).

Se tienen dos torres de 10 platos y una torre de 35 platos. El costo de ambas torres de 10 platos es de US\$ 2.242.316,8 y el costo de la torre de 35 platos es de US\$ 2.032.191. Resulta entonces un costo total para las torres de destilación de US\$ 4.274.507,8.

9.1.1.10 Equipos de refrigeración

Para determinar el costo de los equipos de refrigeración necesarios se utiliza un simulador de estimación de costos⁸⁴. Según lo establecido en el capítulo 7, se instala un equipo de refrigeración con motivo de enfriar una corriente de agua de proceso y un segundo equipo encargado de refrigerar el agua recirculada en el serpentín del reactor. En el simulador se especifica el flujo de calor a extraer de las corrientes de agua y la temperatura de refrigerante propuesta por el software más aproximada a las especificadas previamente.

Se considera para este caso la adición de un %20 por costos de flete del equipo y un %10 por costos de impuestos aduaneros. Además se actualiza el costo propuesto por el simulador, correspondiente al año 2014, al año 2107. Se utiliza para ello el método de los índices de costos.

Resulta entonces un costo total para el equipo de refrigeración de la corriente de proceso (P2) de US\$790.127.

El calor a intercambiar por el equipo de refrigeración instalado para el reactor es aproximadamente 2,5 veces más grande que el destinado a enfriar la corriente de procesos. Se utiliza esta relación para determinar un costo estimado de este segundo equipo. Resulta un costo de US\$ 1.975.317,5.

⁸⁴ <http://www.matche.com/equipcost/Cooling.html>

Entonces, el costo total para los equipos de refrigeración es de US\$ 2.765.444,5.

9.1.1.11 Bombas

En el capítulo 7 se describen las bombas a utilizar en el sistema. Para estimar el costo de las mismas se utiliza el simulador de costos mencionado anteriormente. Se aproximan los equipos de bombeo a los tipos propuestos por el simulador, especificando el diámetro de la cañería a la salida de las bombas y el material a utilizar, que en este caso corresponde a acero inoxidable 316. Para el cálculo se actualiza el precio mediante el uso de índices de costos y se adiciona a precio final un 10% por impuestos de aduana y un 20% por costos de fletes.

El costo total para los equipos de bombeo es de US\$ 79.397.

9.1.1.12 Equipos de pretratamiento

El costo de estos equipos es estimado aproximadamente, debido a la falta de información concreta y específica para cada maquinaria. En todos los casos se tiene en cuenta el aporte de un 10% por impuestos de aduana y un 20% por flete.

Molino de corte

Para considerar el costo de este equipo se realiza una estimación de un equipo similar con el software mencionado, especificando el tamaño aproximadamente. Resulta un valor de US\$ 393.000.

Lavadora de tambor

Para determinar el costo de estos equipos, se utiliza el costo de una lavadora similar con una capacidad de 20 tn/h. Sabiendo que el requerimiento de lavado es de aproximadamente 200 tn/h. Se considera un precio proporcional a la capacidad de lavado requerida. Se determina entonces un costo de US\$ 260.000.

Despedrador y desyerbador

Se considera que estos valores no son significativos. Ante la falta de datos, se aproxima el valor de estos equipos adicionando un 10% al valor final del molino de corte y la lavadora de tambor. Es decir, se suma un valor de US\$ 65300

Finalmente, se determina un costo total para los equipos de pre tratamiento igual a US\$718.000.

9.1.2 Terreno

Para averiguar el precio del terreno en el parque industria de Pocito, San Luis se consulta a una empresa inmobiliaria⁸⁵ de la provincia de San Luis. Según referencias obtenidas, se considera que el precio de terreno por metro cuadrado es de aproximadamente US\$ 28 aproximadamente.

Para evaluar el terreno necesario para la planta, se toma como referencia una industria productora de similar capacidad de producción. Se considera la planta productora de bioetanol La Florida, ubicada en la provincia de Tucumán. La misma posee una producción de 150.000 m³ al año⁸⁶, mientras que la planta a desarrollar en el proyecto elabora cerca de 187.000 m³ por año. Si bien la planta a desarrollar busca obtener una mayor producción, se considera un terreno similar al de la planta La Florida, con un área de aproximadamente 3 hectáreas. Resulta entonces un valor de costo para el terreno igual a US\$ 840.000.

9.1.3 Distribución de costos de equipos

⁸⁵ <https://sanjuaninmuebles.com/>

⁸⁶ <http://agromaker.com.ar/argentina-tiene-14-plantas-grandes-elaboradoras-de-etanol-contra-198-de-ee-uu/>

El siguiente gráfico muestra la distribución porcentual del costo respectivo a la inversión de los equipos. La suma del costo de todos los equipos resulta:

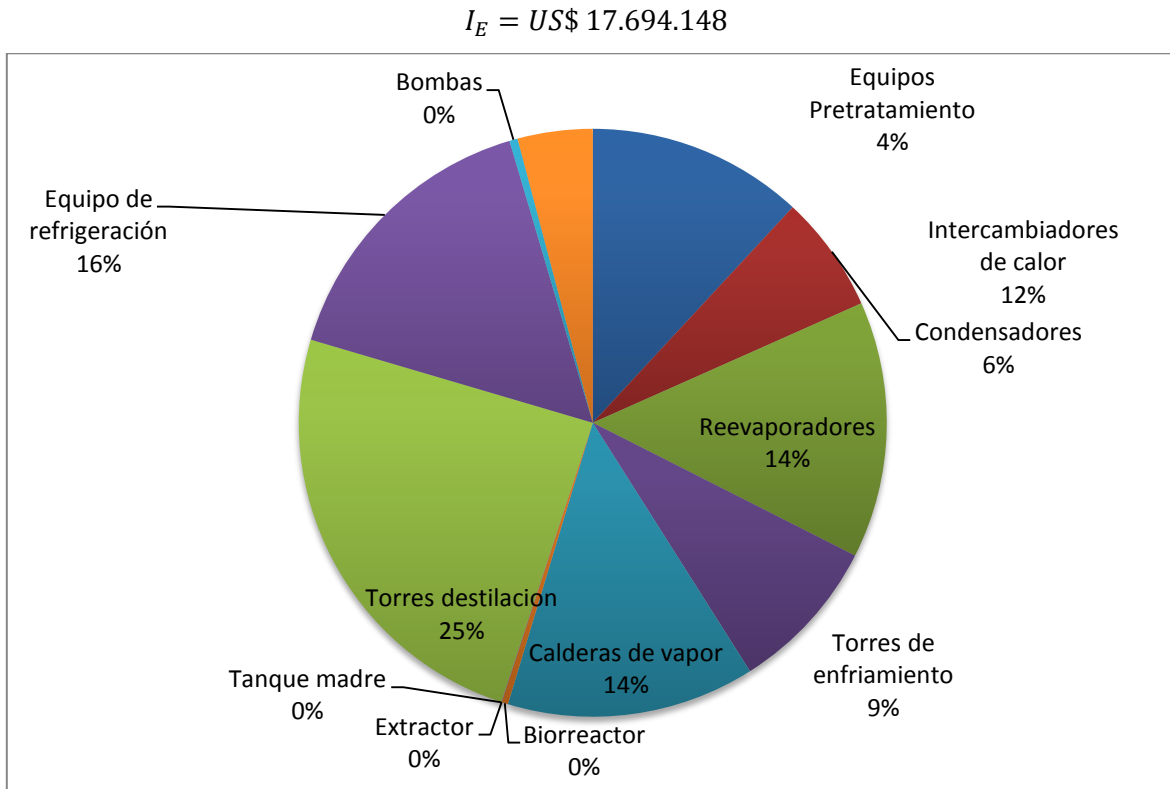


Gráfico 9.1. : Distribución porcentual de costos de equipos.

9.1.4 Estimación de inversión fija

Para poder estimar la inversión fija, se utiliza el método de estimación por factores, dividiendo la inversión fija en componentes directos e indirectos. Cada uno de estos rubros debe estimarse por separado y su magnitud varía considerablemente según la naturaleza del proyecto. Los mismos se obtienen según la siguiente tabla:

Valor del Equipo Instalado de Proceso	IE
Factores experimentales como fracción de IE	
<i>Tuberías de Proceso</i>	f_1
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	f_2
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	f_3
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	f_4
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	f_5
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
Inversión directa	IE (1+ $\sum f_i$)

Factores experimentales como fracción de la inversión directa	
<i>Ingeniería y construcción</i>	f_{i1}
Ingeniería Inmediata	0.20 - 0.35
Ingeniería compleja	0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>	f_{i2}
Unidad comercial grande	0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña	0.05 - 0.15
Unidad experimental	0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>	f_{i3}
De la compañía	0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas	0.20 - 0.30
Procesos exploratorios	0.30 - 0.50
Factor de inversión indirecta	$f_i = \sum f_{ij} + 1$
Inversión fija	$I_F = I_E (1+ \sum f_i) f_i$

9.1.4.1 Factores de Inversión directa (f_i)

Tuberías de Proceso

El proceso conlleva el transporte tanto de materiales sólidos como de líquidos, entonces se designa un factor de proceso mixto $f_1=0.2$

Instrumentación

Considerando que el proceso debe contar con sistemas de control que garanticen los valores correctos en las magnitudes involucradas, y que alguno de ellos pueden ser complejos, se considera un factor para un control complejo centralizado. Se toma el mayor valor de rango, siendo $f_2=0.15$

Edificios de fabricación

Este componente incluye los gastos de mano de obra, materiales y suministros involucrados en la construcción de todos los edificios (obras civiles, el proceso, oficinas, administración, talleres de mantenimiento) conectados con la planta. Debido a que estos requieren una construcción cerrada, aunque algunos equipos en la planta pueden encontrarse al aire libre, se opta por la construcción de una planta semiabierta. Resulta entonces un factor $f_3=0.4$

Plantas de servicios

Los servicios utilizados en la planta tales como agua, gas y electricidad son provistos por plantas de servicios existentes, sin embargo se consideran posibles adiciones, tomando un factor $f_4=0,05$

Conexiones entre unidades

Para evaluar este factor se considera que las unidades del proceso se encuentran separadas, debido a cuestiones de seguridad y de tamaño. Se considera $f_5=0.1$

La suma de los factores de inversión directa es:

$$\sum f_i = 0,9$$

Luego, se calcula el costo de la inversión directa:

$$I_d = I_E \cdot (1 + \sum f_i) = \text{US\$ } 33.618.882$$

9.1.4.2 Factores de inversión indirecta (f_{li})

Ingeniería y construcción

Estos gastos corresponden no sólo al pago de los servicios técnicos y administrativos necesarios para dirigir y administrar el proyecto durante su construcción, sino también incluyen todo el trabajo de ingeniería general y confección de planos. Debido a que la planta requiere un diseño ingenieril específico, se considera un proyecto de ingeniería compleja, siendo entonces el factor $f_{l1}=0,425$.

Factores de tamaño

Teniendo en cuenta que los equipos utilizados en la planta son de gran tamaño, se considera la implementación de una unidad comercial grande. Determinando para este caso un factor $f_{l2}=0,025$.

Contingencias

Para este caso se tiene en cuenta un monto determinado a posibles variaciones imprevistas que pueden surgir en la operación. Se considera un factor $f_{l3} = 0,25$.

La suma de los factores de inversión indirecta es:

$$\sum f_{li} = 0,7$$

Se calcula entonces el costo de la inversión fija:

$$I_F = I_d \cdot \left(1 + \sum f_{li}\right) = \text{US\$ } 57.153.000$$

Sumando el valor del costo del terreno se obtiene la inversión fija total:

$$I_{FT} = I_F + \text{terreno} = \text{US\$ } 57.993.000$$

9.1.5 Inversión total

El capital de trabajo comprende las disponibilidades de capital necesario para que una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico-económicos. Constituye el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas.

El capital de trabajo puede estimarse como el 10-20% de la inversión fija total. En general, el 10% es una estimación aproximada para industrias químicas y alimenticias, pero que puede tenerse en cuenta en ausencia de otros datos.

Se considera también para el cálculo de la inversión total, la suma del capital invertido para la compra del glicerol necesario en el proceso de destilación extractiva. Se considera como parte de la inversión el precio de la masa necesaria para la circulación de 2 horas del solvente (US\$ 20.000).

Es necesario incluir en la inversión total el valor de la compra inicial del aceite térmico Shell Oil B. Se considera a compra de la cantidad necesaria para la circulación de 1 hora (9.480.020 US\$).

Resulta entonces:

$$I_w = I_{FT} \cdot 0,1$$

$$I_T = I_{FT} + I_w$$

$$I_T = \text{US\$ } 73.291.329,76$$

9.2 Estimación de costos de operación

Los costos de operación son aquellos gastos involucrados en mantener un proyecto o una operación determinada de producción.

Se componen de dos grandes categorías:

Costos variables: aquellos proporcionales a la producción, como el costo de materia prima.

Costos fijos: aquellos independientes de la producción.

9.2.1 Costos variables

9.2.1.1 Materias primas

Como materias primas necesarias para el proceso, se considera la remolacha azucarera y la levadura de cerveza. Debido a que no existe comercio de remolacha en Argentina, para el desarrollo del proyecto se considera que existe un campo de cultivo de remolachas a cargo del proveedor responsable de abastecer la planta. Para evaluar el costo, se considera el precio de la remolacha azucarera según información aportada por el mercado de cultivos europeos⁸⁷. Según esta fuente, el costo de remolacha está dado por US\$ 29,25 por tonelada. Sabiendo que la demanda anual de remolacha es de 1.474.781 tn/año, se estima un costo de US\$ 43.137.344 anual para solventar la demanda de esta materia prima.

Respecto a la levadura de cerveza, se considera el precio de la empresa Tuopo de origen chino⁸⁸ de US\$ 1.000 por tonelada de producto. Considerando que se necesitan aproximadamente 18.800 toneladas de levadura por año, se determina un costo anual de US\$ 18.800.000.

El elevado costo en las levaduras se debe a que las mismas no son recirculadas en los reactores debido a condiciones fijadas para la cinética de estos fermentadores. Este costo podría reducirse planteando la posibilidad de recirculación de levaduras, con la posibilidad de fomentar la reactivación biológica de las mismas. Fijando un porcentaje de reciclaje, debería tomarse este valor para determinar una compra inicial como parte de la inversión total. El porcentaje restante menor, se utilizaría para establecer el costo de reposición. Esta acción podría disminuir notablemente los costos de materias primas.

El glicerol utilizado en la etapa de destilación extractiva también se considera como materia prima. Se considera una reposición mensual del 10% de la cantidad comprada como inversión inicial. Considerando un valor de compra del glicerol de \$40 por Kg (precio considerado según varios proveedores), se estima un costo anual de US\$20.000 por año. Se considera también en este costo la reposición del aceite térmico Shell oil B como un 10% anual de la inversión inicial para la compra del mismo. Esto se determina

⁸⁷ <https://www.fwi.co.uk/business/markets-and-trends/crop-prices/price-announced-201819-sugar-beet-crop>

⁸⁸ https://www.alibaba.com/product-detail/levadura-de-cerveza-inactiva-Animal-feed_60011589048.html?spm=a2700.7724838.2017115.34.220256faHEb7bm

considerando que el producto posee una larga vida útil según la ficha técnica correspondiente. Luego, el costo correspondiente es de US\$ 948.002 por año.

Finalmente resulta:

Costo total de materias primas = US\$ 62.905.346 por año.

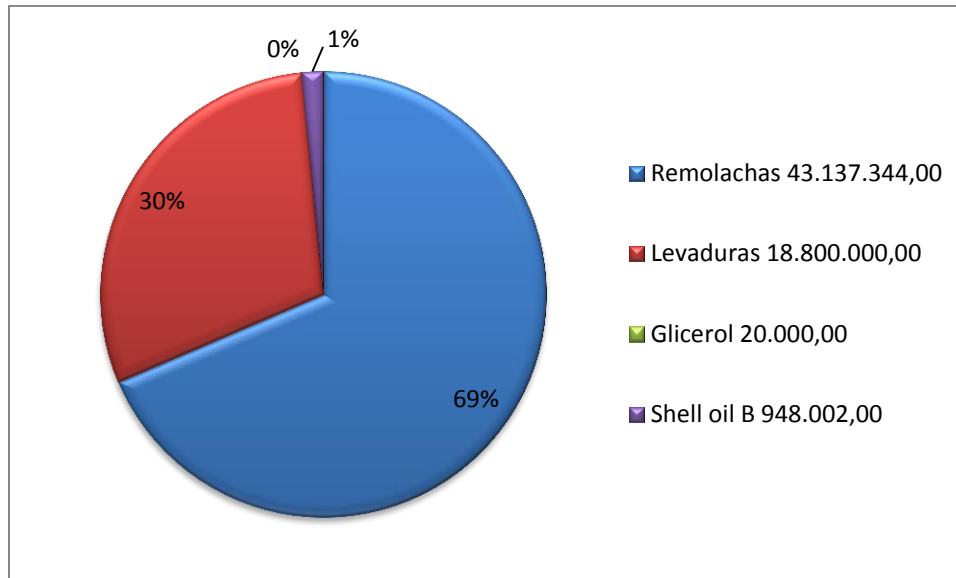


Gráfico 9.2: Distribución de costos de materias primas.

9.2.1.2 Envases

El bioetanol se almacena en tanques de almacenamiento y se vende a granel. Por ende no se consideran costos por envases.

Costo total de envases= US\$ 0.

9.2.1.3 Mano de obra

Este costo incluye los sueldos de los obreros y empleados cuyo trabajo se encuentra directamente asociado a la fabricación del producto.

Para estimar el costo de mano de obra, en primera instancia se calcula el valor de la hora hombre por día a partir de la gráfica de Wessel. Para ello se divide la planta en 4 etapas: pretratamiento, acondicionamiento, reacción biológica y destilación. Se considera que la planta es un proceso continuo con grandes equipos automatizados y se debe tener en cuenta que la producción diaria de bioetanol es de 500,64 toneladas.

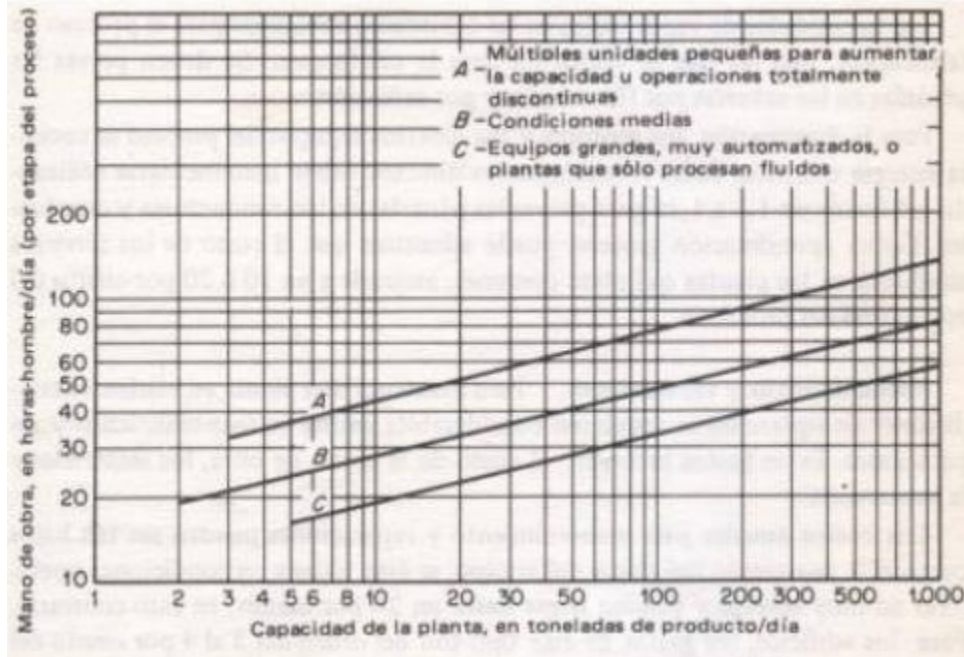


Gráfico 9.3: Gráfico de Wessel para requerimiento de mano de obra en procesos químicos

Resulta entonces un valor de $177,8 \frac{\text{horas.hombre}}{\text{día}}$.

Según el último acuerdo firmado por la Federación de gas, petróleo y biocombustibles, se determina un sueldo básico promedio según los valores estipulados en octubre de 2018⁸⁹. Se estima un salario de 30.620,5 pesos por mes. A este valor se le adiciona un 35% por cargas sociales resultando en un valor de 41.337,67 pesos por mes. Cada empleado trabaja 8 horas y 22 días mensuales, con 2 francos semanales. Sin embargo, la planta funciona 300 días por año, 24 horas por día. Se organiza el personal mediante la rotación del mismo en 3 turnos de 8 horas.

Cabe aclarar que aunque la planta opera 10 meses, los salarios se deben pagar durante los 12 meses del año. En este periodo de 2 meses restante se realizan tareas de mantenimiento.

Se calcula entonces:

$$\text{Precio de hora hombre (pesos): } 41.337,67 \frac{\$}{\text{mes}} \cdot \frac{1 \text{ mes}}{22 \text{ días}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{8 \text{ horas}} = 234,87 \frac{\$}{\text{hora}}$$

$$\text{Costo anual (pesos): } 177,8 \frac{\text{hh}}{\text{día}} \cdot 234,87 \frac{\$}{\text{hh}} \cdot 30 \frac{\text{días}}{\text{mes}} \cdot 12 \frac{\text{meses}}{\text{año}} = 15.033.559 \frac{\$}{\text{año}}$$

Costo de mano de obra= US\$ 417.599 por año.

⁸⁹ <http://www.petroleoymas.com.ar/upload/convenios/Actas%20Acuerdo%20Refinerias%2016-08.pdf>

9.2.1.4 Supervisión

Comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. La magnitud de la supervisión del proceso que se implementa en una planta se encuentra estrechamente vinculada con la cantidad total de mano de obra, la complejidad de la operación y los niveles de calidad de los productos.

El costo de supervisión puede considerarse entre el 10 y 25% del costo de mano de obra. Considerando la media de este intervalo como un 17,5%, se calcula:

Costo de supervisión = US\$ 73.080 por año

9.2.1.5 Servicios

Energía eléctrica

Según lo establecido en el capítulo 7, se resume el consumo de potencia eléctrica consumida en la siguiente tabla:

Equipo	Potencia consumida (kW)
Despedrador	60,4
Desyerbador	12
Lavadora de tambor	40
Molino de corte	93,75
Cinta transportadora	7,5
Sistema de agitación de reactores	35,79
Bombas	30,96
Torres de enfriamiento	270
Separador centrífugo	160
Compresor (sistema de refrigeración)	199,2
Compresor (refrigeración de reactores)	721,161
Potencia consumida total	1536,16

Tabla 9.1: consumo de potencia eléctrica.

Consumo total = 1536,16 kW.

Según el cuadro tarifario de Energía San Juan S.A.⁹⁰, se considera la tarifa correspondiente a grandes demandas, para un consumo mayor a 300 kW-mes. Para este caso el costo de energía eléctrica es de 2,7375 \$/kWh. Sabiendo que el consumo anual corresponde a un valor de 11.060.352 kWh, el costo anual es de \$30.194.761.

Costo de energía eléctrica = US\$ 838.743,4 por año.

Gas natural

Se estima que para producir 54.000 Kg/h de vapor en las calderas, se necesitan aproximadamente 4000 m³/h de gas natural. Para el funcionamiento de las calderas se necesitan aproximadamente 102.226 kg/h de vapor, según lo establecido en el capítulo 7. Se considera el costo tarifario de la provincia de San Juan⁹¹ donde el precio del gas es de 0,302444 \$/m³, para una categoría ID donde el consumo mínimo anual es 3.000.000 m³/año. Se considera también un costo fijo por factura mensual de \$ 25.588,25.

Resulta entonces un costo anual de US\$ 466.568,75 por año, sin embargo, el funcionamiento de la caldera de fluido térmico, también necesita el uso de gas natural. Ante la falta de datos, se añade un 20% al costo calculado anteriormente para contemplar el gasto de gas en la caldera de fluido térmico.

Costo de gas natural = US\$ 559.882,5 por año.

Cabe señalar que este costo en particular podría verse reducido por la instalación de calderas de biomasa. Como combustible de estos equipos, podrían utilizarse las cosetas agotadas que surgen como desecho luego del prensado de las cosetas húmedas, resultantes del proceso de extracción.

⁹⁰ http://www.energiasanjuan.com.ar/cuadros_tarifarios/CT%2001-08-2018%20al%2031-10-2018.pdf

⁹¹ https://www.ecogas.com.ar/appweb/leo/pub/notas/2378/San_Juan.pdf

9.2.1.6 Agua tratada

Se estima que de los gastos totales para el funcionamiento de las calderas a vapor, el gasto de combustible, que en este caso es gas natural, representa el 75%. El costo del agua tratada representa aproximadamente el 7% ⁹². De esta manera se aproxima el costo de agua tratada a partir del costo de combustible aplicado sólo a las calderas de vapor (US\$466.568,75 por año).

Costo de agua tratada = US\$ 43.546,4 por año.

9.2.1.7 Mantenimiento

Este rubro incluye los costos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en planes de mantenimiento preventivos y en reparaciones debidas a roturas o desperfectos en el funcionamiento.

En caso de no contar con información detallada de las horas hombre y el gasto en repuestos para el mantenimiento, este rubro del costo puede estimarse anualmente como un porcentaje de la inversión fija. Para los cálculos se estima como un 10% de la inversión fija.

Costo de mantenimiento = US\$ 5.715.210 por año

9.2.1.8 Suministros

Se incluyen los materiales usados por la planta industrial excluyendo los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. Se consideran en este rubro los aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, reactivos y material para limpieza.

Puede estimarse este costo como el 1% de la inversión fija.

Costo de suministros = US\$ 571.521 por año.

9.1.2.9 Laboratorio

⁹² <http://orbitalingenieria.com.ar/productos/tratamiento-de-agua-para-torres-de-enfriamiento-y-calderas/>

En este costo se incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos.

Se estima en este caso como el 20% del costo de la mano de obra, incluyendo las cargas sociales.

Costo de laboratorio = US\$ 83.519,8 por año

9.1.2.10 Regalías y patentes

Cualquier licencia de producción que deba pagarse sobre la base de producción debe ser considerada como un costo de producción.

Debido a que para la producción de bioetanol no se necesita pagar ninguna licencia de producción sobre la base de las unidades elaboradas, el costo de regalías y patentes se considera nulo.

Costo de regalías y patentes = US\$ 0.

9.2.2 Costos variables totales

Sumando todos los costos variables mencionados anteriormente, se calcula el costo variable total de producción. Considerando la producción de bioetanol total, es posible calcular el costo variable unitario.

Costo variable total = US\$ 71.208.447,92 por año,

Costo variable unitario = US\$ 380,38 por m³ de bioetanol.

La distribución de los costos variables se resume en el siguiente gráfico:

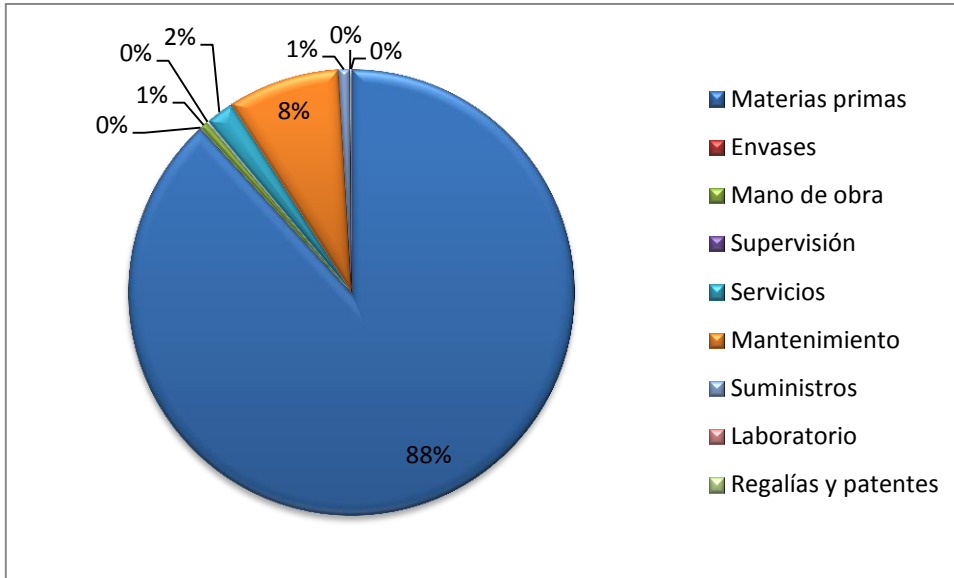


Gráfico 9.4: Distribución de costos variables totales.

9.2.3 Costos Fijos

9.2.3.1 Depreciación

En general los bienes pierden valor a medida que transcurre el tiempo. El costo de depreciación representa esta disminución de valor. Se elige el método de la línea recta, debido que es el método utilizado por el gobierno argentino para los impuestos.

La depreciación en línea recta supone una depreciación constante, una alícuota periódica de depreciación invariable. Generalmente, se toma una vida útil de 15 años.

Para el cálculo de este coste se utiliza la expresión general:

$$\text{Costo de depreciación} = e \cdot (I_F - L)$$

Donde e es el factor de depreciación anual, I_F es la inversión fija y L es el valor residual o de reventa al final de la vida útil de un bien.

En este caso se considera:

$$e = \frac{1}{n} = \frac{1}{15}$$

$$L = 0$$

Resulta entonces:

Costo de depreciación = US\$ 3.472.842 por año.

9.2.3.2 Impuestos y seguros

Los impuestos corresponden a impuestos fijos a la propiedad. Se estima como un 1,5% de la inversión fija.

El costo de seguros incluye seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para las mercaderías (pérdidas parciales o totales), días caídos, entre otros. Se estima como un 1% de la inversión fija.

Costo de impuestos = US\$ 857.281,5 por año.

Costo de seguros = US\$ 571.521 por año.

9.2.3.3 Financiación

Se considera que el proyecto se financia con capital propio, por ende este costo resulta nulo.

Costo de financiación = US\$ 0.

9.2.3.4 Venta y distribución

Este costo incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados del departamento ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados con las ventas, los servicios técnicos de venta y la participación en ferias. Se calcula como el 1% de los ingresos por ventas anuales.

Sabiendo que el precio del bioetanol actual es de \$ 22 por litro⁹³ y que se producen 26.000 litros por hora, el ingreso por venta anual es de \$ 4.118.400.000 por año, es decir US\$ 114.400.000 por año. Se calcula entonces:

Costo de venta y distribución = US\$ 1.144.000 por año.

⁹³ https://glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios_bioetanol.php

9.2.3.5 Administración y dirección

Este apartado incluye todos los gastos de la administración de la empresa, como por ejemplo los salarios del personal administrativo y los gastos generales, tanto de insumos como de servicios. Además, contempla los gastos de dirección de la empresa. Se estima como un 20% del costo de mano de obra directa, considerando las cargas sociales.

Costo de administración y dirección = US\$ 83.519,8 por año.

9.2.3.6 Investigación y desarrollo

Los gastos referidos a la investigación y desarrollo incluyen salarios generales y salarios del personal directamente relacionado con este tipo de tarea, los gastos fijos y de operación de toda la maquinaria y equipos utilizados, el costo de materiales y suministros, gastos generales directos y costos varios. Se calcula como un 5% del valor de los ingresos por ventas anuales.

Costo de investigación y desarrollo = US\$ 5.720.000 por año.

9.2.4 Costos fijos totales

Se suman todos los costos fijos calculados anteriormente para obtener el costo fijo total de producción. Utilizando este valor para dividirlo por la producción anual, se obtiene el costo fijo unitario por m³ de bioetanol producido.

Costo fijo total = US\$ 12.186.462,28 por año.

Costo fijo unitario = US\$ 65,098 por m³.

La distribución de costos fijos se resume en el siguiente gráfico.

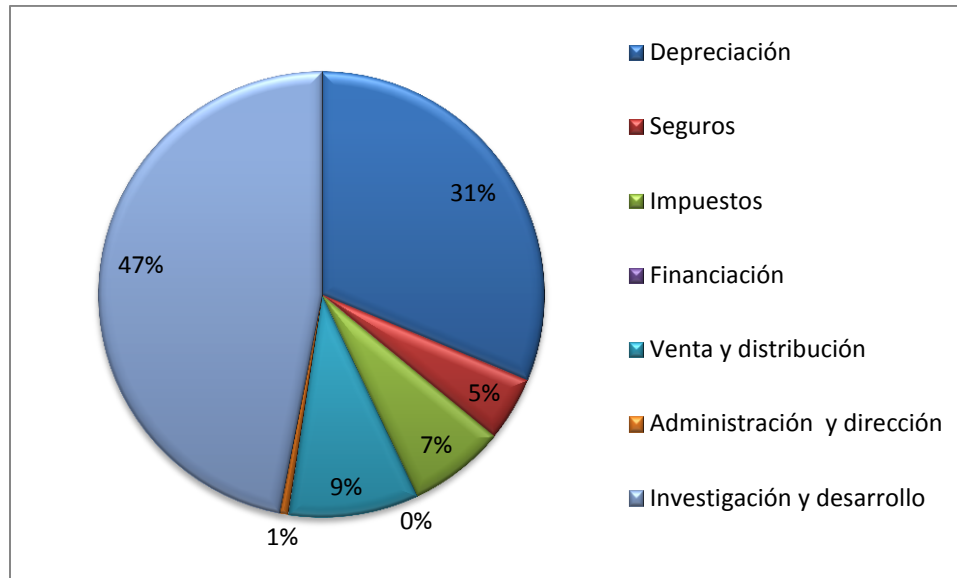


Gráfico 9.5: distribución de costos fijos de producción.

9.2.5 Costos de operación totales

Sumando los costos de operación fijos y variables, se obtiene el costo total de operación.

Costo total de operación = US\$ 82.446.908,2 por año.

Costo total unitario = US\$ 440,42 por m³ de bioetanol

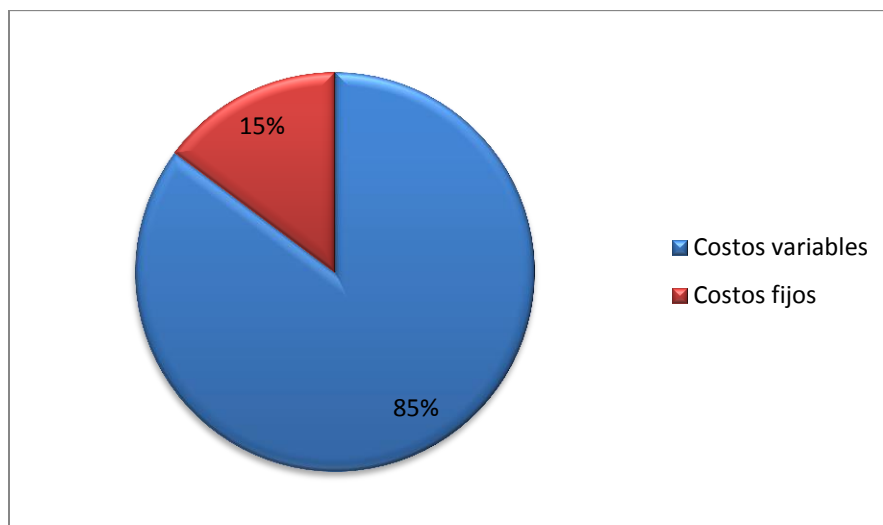


Gráfico 9.6: Comparación de costos fijos y variables.

9.3 Rentabilidad

A continuación se muestra el cuadro de flujos de cajas.

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
% operación		30%	50%	80%	100%
Fuentes					
Ventas		34.320.000,00	57.200.000,00	91.520.000,00	114.400.000,00
Capital Propio	73.291.329,76	0,00	0,00	0,00	0,00
Total (a)	73.291.329,76	34.320.000,00	57.200.000,00	91.520.000,00	114.400.000,00
Usos					
Inversión fija total	57.992.099,78	0,00	0,00	0,00	0,00
Capital de trabajo	15.299.229,98	0,00	0,00	0,00	0,00
Costos de producción	0,00	33.548.840,32	47.790.425,68	69.152.803,71	83.394.389,07
Total (b)	73.291.329,76	33.548.840,32	47.790.425,68	69.152.803,71	83.394.389,07
BNAI: (a)-(b)	0,00	771.159,68	9.409.574,32	22.367.196,29	31.005.610,93
Impuestos	0,00	269.905,89	3.293.351,01	7.828.518,70	10.851.963,82
BN	0,00	501.253,79	6.116.223,31	14.538.677,59	20.153.647,10
Depreciación	0,00	3.810.139,99	3.810.139,99	3.810.139,99	3.810.139,99
FC	0,00	4.311.393,78	9.926.363,30	18.348.817,57	23.963.787,09

Tabla 9.2: Cuadro de flujos de cajas.

Notar que en la tabla anterior se muestran los flujos de cajas sólo hasta el Año 4 de trabajo de la planta, que es el momento donde se alcanza el 100% de nivel de operación. A partir del año 5 hasta el año 15, las columnas correspondientes son exactamente iguales a la del año 4.

Una vez estimados los costos de inversión y de operación, se requiere un análisis de rentabilidad del proyecto. Esto permite analizar si los ingresos generados superan los costos y en cuánto tiempo la ganancia logra amortizar la inversión realizada.

9.3.1 Ingresos por ventas

Como se menciona anteriormente, el precio de bioetanol se considera según el gobierno nacional de \$22 por litro. La planta produce anualmente 187.200.000 litros de bioetanol por año. Esto genera una ganancia de \$ 4.118.400.000 anual, es decir 114.400.000 US\$ por año.

Ingresos por ventas = 114.400.000 US\$ por año.

Para los cálculos posteriores se calcula el beneficio neto antes de impuestos según la expresión:

$$BNAI = V - C_{cd}$$

Donde V es el ingreso por ventas y C_{cd} es el costo de producción considerando la depreciación. Resulta:

$$BNAI = 19.800.475,4 \frac{US\$}{año}$$

Luego, se calcula el beneficio neto, considerando una tasa impositiva del 35%.

$$BN = BNAI - t \cdot BNAI = 11.880.285,23 \frac{US\$}{año}$$

Por último, se calcula el flujo de caja, según la expresión:

$$FC = BN + e \cdot (IF - L)$$

$$FC = 15.353.127,23 \frac{US\$}{año}$$

9.3.2 Tasa de retorno sobre la inversión original

Se calcula como el beneficio neto anual (considerado como el valor del Beneficio Neto Promedio), dividido la inversión total inicial, dando como resultado el porcentaje de la tasa de retorno.

$$BN_p = \frac{1}{n} \cdot \sum_{j=1}^n BN_j$$

Siendo $n = 15$ y $BN_p = 21.343.467,98 \frac{US\$}{año}$, resulta:

$$i_{IO} = \frac{BN_p}{I_T} = 29,12 \%$$

9.3.3 Tasa de retorno sobre la inversión promedio

Se basa en calcular una tasa de retorno que considere la depreciación de los equipos durante su vida útil.

$$I_p = \frac{1}{n} \cdot \sum_{j=1}^n VL_k$$

Siendo $VL = I_F - D = 54.181.959,79 \frac{US\$}{año}$

Resultado: $i_p = \frac{BN_p}{I_p + I_w} = 30,71\%$

9.3.4 Valor presente

Se comparan los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. El valor presente es igual a la diferencia entre la suma del valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total. Para una tasa de rentabilidad mínima aceptable ($i = 0,21$) se calcula

$$VP = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1+i)^j} - I_T = 5.283.374,97 \frac{US\$}{año}$$

Este método plantea que el proyecto debe aceptarse cuando su VP es superior a cero, ya que indica que genera ese monto de dinero remanente sobre lo mínimo exigido, y si fuese menor a cero se debe rechazar, ya que esa es la cantidad de dinero faltante para que el proyecto reditúe lo exigido por el inversionista.

9.3.5 Tiempo de repago

Se define como el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujos de caja del proyecto. Se calcula según a partir del método gráfico ya que los flujos de cajas no resultan constantes.

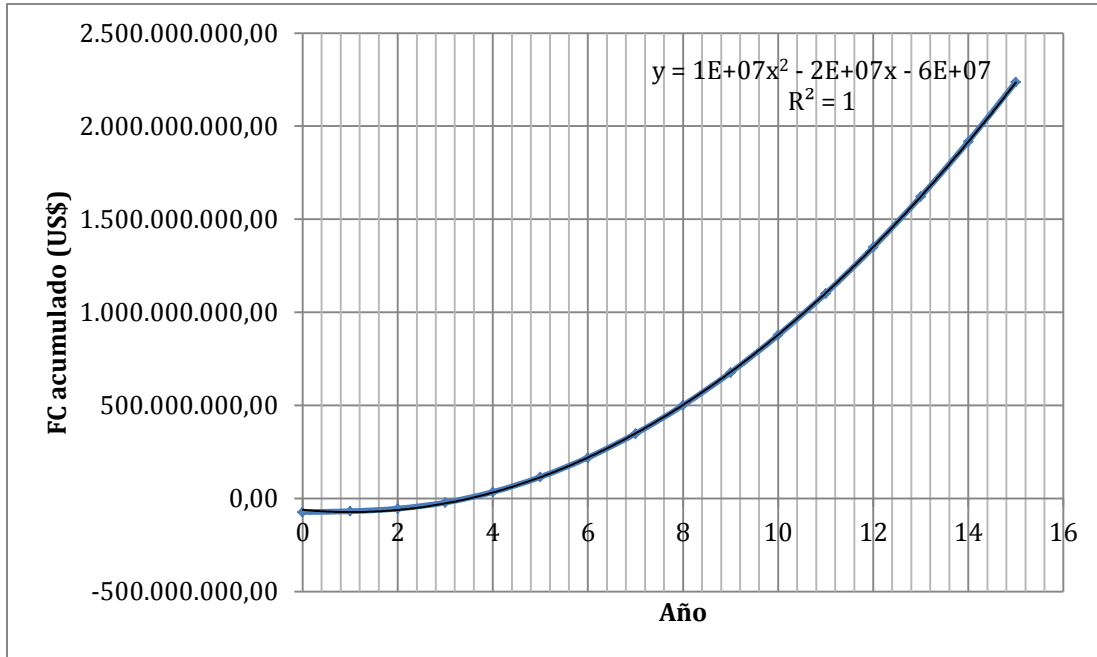


Gráfico 9.7: Estimación de tiempo de repago.

Según el gráfico, anterior y considerando el valor de terreno y de I_w , se calcula:

$$\text{tiempo de repago } (n_R) = 3,32 \text{ años}$$

9.3.6 Tasa interna de retorno

Se basa en la parte de la inversión que no ha sido recuperada al final de cada año, durante la vida útil del proyecto. Se establece la tasa de interés que se debería aplicar anualmente al flujo de caja, de manera que la inversión original sea igual a cero. Se obtiene entonces la máxima tasa de interés que podría pagarse para obtener el dinero necesario para financiar la inversión.

$$\sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1 + TIR)^j} - I_T = 0$$

$$TIR = 22,4 \%$$

9.3.7 Análisis de rentabilidad

Según los resultados obtenidos, se observa que el valor presente es ampliamente superior a cero y que el valor de la TIR es mayor a la tasa de rentabilidad mínima

aceptable fijada previamente (21%). Estos parámetros son indicadores de rentabilidad para el proyecto. Además, el tiempo de repago es de aproximadamente 3,31 años. Este valor de tiempo de repago resulta mucho menor al período establecido para la vida útil del proyecto (15 años). Se muestra entonces que el dinero invertido, puede ser recuperado rápidamente. Considerando estos resultados se determina que el proyecto posee una alta probabilidad de ser rentable.

9.4 Punto de equilibrio

El punto de equilibrio determina el valor de la cantidad de bioetanol a producir para que el ingreso por ventas sea igual al costo total. Es decir, corresponde al punto donde el valor del BNAI se hace igual a cero.

Para conocer el punto de equilibrio se utiliza la siguiente ecuación:

$$Pv \cdot q = CF + q \cdot CV$$

Donde Pv es el precio del bioetanol por litro, q es la cantidad de bioetanol producido en litros por año, CF representa el valor de costos fijos totales y CV es el valor de costo variable total por litro de etanol producido.

Despejando, se obtiene $q = 55.393 \frac{m^3}{año}$. Dividiendo q por la capacidad total de producción de la planta, resulta el porcentaje de equilibrio para el proceso.

$$\%_{equilibrio} = 29,6 \%$$

Para este valor de porcentaje la planta genera un ingreso anual igual al valor de costos totales. Por encima de este valor los ingresos de venta son mayores.

9.5 Cronograma

A continuación se muestra una estimación de la duración de las etapas correspondientes al desarrollo del proyecto, para la producción de bioetanol. Se fijan los tiempos de ejecución aproximados para cada etapa.

Tareas a realizar	Duración (meses)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingeniería básica	■	■								
Ingeniería de detalle		■	■	■						
Adquisición del terreno	■									
Acondicionamiento del terreno		■								
Construcción de obra civil		■	■	■	■					
Compra de equipos				■	■					
Recepción de equipos					■	■				
Instalación de equipos e interconexiones						■	■			
Instalación de servicios industriales						■	■			
Compra de mobiliarios						■	■			
Instalación de mobiliarios							■	■		
Capacitación de personal						■	■	■	■	
Aprobación de organismos pertinentes								■	■	
Comisionamiento								■		
Prueba con agua									■	
Puesta en marcha									■	
Inicio de producción										■

9.6 Resumen

A continuación se resumen los resultados obtenidos en este capítulo para el análisis económico del proyecto:

Equipos	Costo (US\$)
Intercambiadores de calor	2.074.915,14
Condensadores	1.122.205,40
Reevaporadores	2.461.975
Torres de enfriamiento	1.740.381,88
Calderas de vapor	2.378.871,82
Biorreactor	72.000,00
Extractor	2.750,00
Tanque madre	3.400,00
Torres destilación	4.274.507,80
Equipo de refrigeración	2.765.444,5
Bombas	79.397,00
Equipos Pretratamiento	718.300,00
Costo total de equipos	17.694.148,54

Costos fijos	US\$ / año
Depreciación	3.810.139,99
Seguros	571.521,00
Impuestos	857.281,50
Financiación	0,00
Venta y distribución	1.144.000,00
Administración y dirección	83.519,80
Investigación y desarrollo	5.720.000,00
Costos fijos totales	12.186.462,28

Diseño de una planta de bioetanol – Trabajo final de Ingeniería Química

Costo fijo unitario	65,098
----------------------------	--------

Costos variables	US\$ / año
Materias primas	62.905.346
Envases	0,00
Mano de obra	417.599,00
Supervisión	73.080
Servicios	1.442.172,32
Mantenimiento	5.715.209,98
Suministros	571.521,00
Laboratorio	83.519,80
Regalías y patentes	0,00
Costos variables totales	71.208.447,92

Costos Totales	US\$/año
Costos variables	71.208.447,92
Costos fijos	12.186.462,28
Costo total de operación	83.394.910,2
Costo total unitario	445,485

Inversiones	US\$
Inversión fija	57.152.099,78
Inversión fija total	57.992.099,78
Inversión total	73.291.329,76

Ingresos	US\$/año
Ingresos por ventas	114.400.000,00

Condición de rentabilidad	Rentable
----------------------------------	-----------------

9.7 Bibliografía

- www.chemengonline.com/cepci-updates-january-2018-prelim-and-december-2017-final/?printmode=1
- www.osti.gov/servlets/purl/797810/
- duberingenieria.com/
- www.matche.com/equipcost/Cooling.html
- sanjuaninmuebles.com/
- agromaker.com.ar/argentina-tiene-14-plantas-grandes-elaboradoras-de-etanol-contra-198-de-ee-uu/
- www.fwi.co.uk/business/markets-and-trends/crop-prices/price-announced-201819-sugar-beet-crop
- www.alibaba.com/product-detail/levadura-de-cerveza-inactiva-Animal-feed_60011589048.html?spm=a2700.7724838.2017115.34.220256faHEb7bm
- www.petroleoygas.com.ar/upload/convenios/Actas%20Acuerdo%20Refinerias%2016-08.pdf
- www.energiasanjuan.com.ar/cuadros_tarifarios/CT%2001-08-2018%20al%2031-10-2018.pdf
- www.ecogas.com.ar/appweb/leo/pub/notas/2378/San_Juan.pdf
- orbitalingenieria.com.ar/productos/tratamiento-de-agua-para-torres-de-enfriamiento-y-calderas/
- glp.se.gob.ar/biocombustible/reporte_precios_bioetanol.php
- Apuntes otorgados por la cátedra Trabajo final.
- Apuntes teóricos otorgados por la cátedra Ingeniería económica