

**DISEÑO DE UNA PLANTA A ESCALA PILOTO PARA LA PRODUCCION DE
BIOETANOL COMO PORTADOR DE HIDROGENO PARA CELDAS COMBUSTIBLES
A PARTIR DE CAÑA DE AZUCAR**

**HENRY MAURICIO CEPEDA CHACON
RODIAN RIOS VILLA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
BUCARAMANGA**

2005

**DISEÑO DE UNA PLANTA A ESCALA PILOTO PARA LA PRODUCCION DE
BIOETANOL COMO PORTADOR DE HIDROGENO PARA CELDAS COMBUSTIBLES
A PARTIR DE CAÑA DE AZUCAR**

**HENRY MAURICIO CEPEDA CHACON
RODIAN RIOS VILLA**

**Trabajo de Grado para optar el titulo de
Ingeniero Químico**

Director

**PROFESOR VIATCHESLAV KAFAROV
Ph.D. Ingeniero Químico**

Codirector

**PROFESOR CLEMENTE RETAMOSO
M.Sc. Ingeniero Químico**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
BUCARAMANGA
2005**

DEDICATORIA

A Dios, por regalarme dos bellos hogares.

A mis padres Juan de La Cruz y Martha Cecilia por su amor y apoyo incondicional.

A mi Esposa Silvia Inés y a mi hijo Juan Esteban por su amor y comprensión

A mis hermanos Rocco y Martha.

A toda mi familia y amigos en la bella ciudad de Cartagena

Rodian Rios Villa.

DEDICATORIA

Este trabajo no es el fruto de mi esfuerzo único, porque muchos corazones de las personas mas importantes de mi vida palpitaron afanados, esperando este gran momento con amor.

A Dios todo poderoso que con su divina voluntad me pertio llegar hasta la cúspide de mis dos carreras y realizarlas en una de las mas importantes universidades del pais.

A mi madre Marina a quien le debo lo que soy, y es por esto que ella se merece este grado, tanto o mas que yo.

A mi padre Henry que sin su colaboración habria sido mucho mas difícil este logro.

A mi abuelo Vicente y mi tio Jorge que me acogieron siempre, y que compartimos una familia.

A mi novia Mónica y a mis verdaderos amigos por su fidelidad.

Gracias a todos ellos.

MAO

AGRADECIMIENTOS

A la UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER

Al Profesor Clemente Retamoso que Dios lo tenga en su gloria.

Al Profesor Viatcheslav Kafarov

Al Ingeniero Carlos Álvarez

Al Ingeniero Víctor Baldovino

Al Ingeniero Luis Alfonso Caicedo

A Lina

RESUMEN

TITULO: DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOETANOL COMO PORTADOR DE HIDROGENO PARA CELDAS DE COMBUSTIBLE A PARTIR DE CAÑA DE AZÚCAR*

AUTORES: Henry Mauricio Cepeda Chacon, Rodian Rios Villa.**

PALABRAS CLAVE: Bioetanol, fermentación, Planta piloto, Destilación, Celdas de combustible.

El objetivo de este proyecto fue diseñar una planta piloto para la producción de bioetanol como portador de hidrogeno para celdas de combustible. La mezcla bioetanol-agua producida se obtiene a partir de caña de azúcar. Este producto se suministrara a la planta piloto de producción de hidrógeno, el cual se alimentara a una pila de combustible que genere 10 kw.

Esta planta piloto consiste básicamente en una etapa de adecuación y limpieza del jugo, otra de fermentación y una etapa de destilación. Las etapas de limpieza del jugo se basan en información recopilada del CIMPA, para el tratamiento inicial de los jugos de caña y para la producción de panela. Las etapas de adecuación del jugo para ser fermentado se basaron en los procesos usados para la obtención de etanol a partir de melaza e información del Icidca. Los datos correspondientes al microorganismo, se tomaron de la referencia bibliografica N° 4. Las etapas de destilación se basaron en los métodos industriales para la obtención de etanol del 95%.

Los cálculos correspondientes a las etapas de limpieza del jugo y de fermentación se realizaron en Excel. Los cálculos correspondientes a las etapas de destilación y recuperación de etanol arrastrado por el CO₂ producido durante la fermentación se realizaron usando el software Hysys versión 3.1. El costo aproximado de la planta se estima en 171 millones de pesos. Los equipos diseñados y seleccionados para la planta son sencillos de construir lo que la hace técnicamente viable.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Ingeniería Química. Director: Viatcheslav Kafarov, Codirector: Clemente Retamoso,

ABSTRACT

TITLE: PILOT PLANT DESIGN FOR BIOETHANOL PRODUCTION AS HYDROGEN CARRIER FOR FUEL CELLS FROM CANE SUGAR *

AUTHORS: Henry Mauricio Cepeda Chacon, Rodian Rios Villa. **

Key Words: Bioethanol, Fermentation, Pilot Plant, Distillation, Fuel cell.

The objective of this project was the design for a pilot plant for bioethanol production as hydrogen carrier for fuel cells. The bioethanol-water mixture that is produced is obtained from cane sugar. The mixture is inserted into the pilot plant for the hydrogen production, which one will be feed with fuel cells that generates 10 kw.

The process made by the plant consists basically on an adaptation stage and cleaning of the juice, a fermentation stage and a distillation stage. The stages of cleaning are based on gathered information of the CIMPA for the initial treatment of the cane juices and for the panela production. The adaptation stages for the juice fermentation were based on the processes used for the obtaining of ethanol from molasses and Icidca information. The information about the microorganism was obtained in the bibliographical reference N° 4. The distillation stages were based on the industrial methods for the obtaining of ethanol of 95%.

The calculations in the the stages of juice cleaning and fermentation were performed in Excel. The calculation for the distillation and recovery of ethanol crawled by the CO₂ during the fermentation were performed using the Hysys 3.1 software. The approximate the plant's worth is considered in 171 million pesos. The equipment selected and designed for the plant is simple to build this make it technically viable.

* Work of Degree

** Faculty of Physicochemical Engineering, Chemical Engineering, Directors: Viatchezlav Kafarov and Clemente Retamoso

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
1. CONCEPTOS TEÓRICOS	3
1.1 Materia prima	3
1.2 Bioetanol	4
1.3 Hidrógeno	5
1.4 Reformador de combustibles.....	5
1.5 Celdas de combustible	6
1.6 Metodología de diseño.....	6
1.6.1 Definición del problema	6
1.6.2 Revisión bibliográfica.....	6
1.6.3 Proceso de creación.....	6
1.6.4 Balances de masa y energía, dimensionamiento de equipos y estimación de costos	7
1.7 Generalidades del proceso.....	7
1.7.1 Molienda	7
1.7.2 Clarificación.	7
1.7.3 Filtración.....	11
1.7.4 Acidificación	12
1.7.5 Esterilización.....	12
1.7.6 Enfriamiento	13
1.7.7 Fermentación	13
1.7.8 Centrifugación	20
1.7.9 Recuperación del etanol arrastrado por el CO ₂	20
1.7.10 Destilación.....	21
2. DESARROLLO DE LAS ETAPAS METODOLÓGICAS	23
2.1 BALANCE DE MASA	23
2.1.1 Balance de masa en el molino.....	23
2.1.2 Balance de masa en el prelimpiador	23
2.1.3 Balance de masa en el mezclador clarificador.....	23
2.1.4 Balance de masa en el filtro.....	24
2.1.5 Acidificación	24
2.1.6 Balance de masa del fermentador	24
2.1.7 Balance de masa en las etapas de desorción, recuperación de etanol y columna de livianos	26
2.2 BALANCE DE ENERGÍA.....	28
2.2.1 Precaentamiento	28
2.2.2 Mezclador-Clarificador	28
2.2.3 Esterilización.....	29
2.2.4 Enfriamiento	29
2.2.5 Fermentador	29
2.3 Dimensionamiento de equipos	35
2.3.1 Prelimpiador	35
2.3.2 Intercambiador de calor para precaentamiento	36

2.3.3 Clarificador	38
2.3.4 Filtro.....	39
2.3.5 Intercambiador de calor para esterilización	39
2.3.6 Intercambiador de calor para enfriamiento	39
2.3.7 Fermentador	39
2.3.8 Columna de recuperación de etanol, columna despojadora y columna	42
de livianos	42
2.3.9 Condensador de columna de livianos	42
2.3.10 Bombas.....	45
2.3.11 Sopladores para impulsar los gases en las columnas de recuperación de etanol y de livianos	45
3. REPORTE DE DISEÑO	47
3.1 Diagrama de flujo y descripción del proceso	47
3.2 Hoja de especificaciones de equipos	50
3.3 Estimación preliminar de costos de equipos	50
3.4 Inversión de capital	51
3.5 Análisis económico.....	51
3.6 PROBLEMAS AMBIENTALES.....	53
4. CONCLUSIONES	54
5. RECOMENDACIONES.....	55
BIBLIOGRAFIA	56
APENDICES	59
APENDICE A. BALANCES DE MASA Y ENERGÍA	60
APENDICE B. HOJA DE ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS.....	65
APENDICE C. Artículo: Fermentación etanólica continua anaeróbica con Saccharomyces Cerevisiae resistente al alcohol.....	80
APENDICE D. Localización de impulsores.....	83
APENDICE E. Inoculación.....	85

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Fermentador de tanque agitado.....	13
Figura 3.1 Diagrama de flujo planta piloto para la producción de bioetanol.....	49
Figura D.1 Nomenclatura para describir un sistema de mezclado.....	83
Figura D.2 Factores de proximidad para el impulsor inferior	84
Figura D.3 Factores de proximidad para el impulsor superior (Tipo Rushton).....	84
Figura E.1 Sistema de inoculación.....	85

LISTA DE TABLAS

Tabla 1.1 Composición química promedio del jugo de la caña	3
Tabla 1.2 Clasificación de microorganismos según temperatura.....	15
Tabla 1.3 Clasificación de procesos fermentativos	17
Tabla 1.4 Dimensiones y relaciones geométricas.....	18
Tabla 3.1 Balance de masa para el diagrama de flujo de la figura 3.1	48
Tabla 3.2 costo de equipos de la planta piloto para la producción de bioetanol	50
Tabla 3.3 Capital de inversión total para la planta piloto.....	51
Tabla 3.4 Resumen costos de manufactura	52
Tabla A.1 Balance de masa en el molino.....	60
Tabla A.2 Balance de masa en el prelimpiador	60
Tabla A.3 Balance de masa en el mezclador-clarificador	60
Tabla A.4 Balance de masa en el filtro	60
Tabla A.5 Balance de masa en la acidificación.....	61
Tabla A.6 Balance de masa en la fermentación	61
Tabla A.7 Balance de masa en la columna de recuperación del etanol.....	61
Tabla A.8 Balance de masa en la columna desorbedora.....	62
Tabla A.9 Balance de masa en el intercambiador.....	62
Tabla A.10 Balance de masa en la columna de livianos	63
Tabla A.11 Balance de energía en el intercambiador	63
Tabla A.12 Balance de energía en el mezclador	64
Tabla A.13 Balance de energía en el intercambiador	64
Tabla A.14 Balance de energía en el fermentador.....	64
Tabla C.1 Valores experimentales en sistema continuo	80
Tabla C.2 Valores teóricos.....	81
Tabla C.3 Recopilación de experimentos similares	82

ABREVIATURAS

A = Área total de transferencia de calor (m^2)
 A_i = Ancho de la cuchilla (m).
 B = $1/T_p$ ($^{\circ}K^{-1}$).
 a_a = Área de flujo (m^2).
 a_e = Aceleración de la gravedad (m/s^2).
 a_p = Área de flujo (m^2).
 C_a = Caudal de agua (Kg/h), Concentración del ácido (moles/L).
 C_j = Concentración del jugo (moles/L).
 C_{lc} = Cantidad de lechada de cal (Kg/h).
 C_p = Cantidad de caña procesada (Kg/h).
 C_{pa} = Capacidad calorífica del agua (Kcal/Kg $^{\circ}C$).
 C_{pC} = Capacidad calorífica de la cachaza (Kcal/Kg $^{\circ}C$).
 C_{pJ} = Capacidad calorífica del jugo (Kcal/Kg $^{\circ}C$).
 Cr = cachaza retirada (Kg/h).
 c = constante empírica.
 D = tasa de dilución (h^{-1}), Coeficiente de dispersión axial (adimensional).
 D_i = Diámetro del agitador (m, in).
 D_d = Diámetro del disco (m).
 D_{it} = Diámetro interno del tubo (m).
 D_p = Diámetro de la partícula (m).
 D_T = Diámetro del tanque (m).
 d_c = Diámetro de la hélice de arrollamiento, (m).
 $d_{ext-tubo}$ = Diámetro exterior del tubo, (m).
 d_{int} = Diámetro interno del tubo, (m).
 $d_{prom-tubo}$ = Diámetro promedio del tubo, (m).
 d_s = Esfuerzo de corte (in)
 d_t = Esfuerzo de tensión (in)
 E_p = Eficiencia del prelimpiador
 F = velocidad de flujo volumétrico del medio (l/h).
 F_v = Flujo de vapor requerido (Kg/h)
 F_{ve} = Flujo de vapor requerido para la esterilización (Kg/h)
 f_c = factor de conversión ($1000 L/m^3$)
 G_a = Velocidad de masa ($Kg/h \cdot m^2$)
 G_p = Velocidad de masa ($Kg/h \cdot m^2$)
 Gr = Numero adimensional de Grashof
 H_a = Distancia del primer agitador al segundo agitador (m).
 H_b = Distancia entre el fondo del fermentador al primer agitador (m)
 h = Altura del tanque (m).
 h_{io} = Coeficiente interno de transferencia de calor, ($N \cdot m / s \cdot m^2 \cdot K$).
 h_o = Coeficiente externo de transferencia de calor, ($N \cdot m / s \cdot m^2 \cdot K$).
 J_c = Jugo clarificado (Kg/h)
 J_e = Jugo extraído (kg/h)
 J_f = Jugo filtrado (Kg/h)

J_{lb} = Jugo libre de bagacillo (Kg/h)
 K = Índice de consistencia del fluido (Kg/m-s^{2-n}).
 K = conductividad térmica del aire a T_p ($\text{W/m}^\circ\text{C}$), conductividad térmica del fluido ($\text{W/m}^\circ\text{C}$).
 k = Conductividad térmica del liquido enfriado, (J / s-m-K), Conductividad térmica del agua, (J / s-m-K).
 k_w = Conductividad térmica del tubo, (J / s-m-K).
 L = longitud característica, (m).
 L_i = Longitud de la cuchilla. Longitud desde el impulsor i al primer cojinete, (m,in).
 L_{ic} = Distancia de c/u de los impulsores al primer cojinete, (m)
 L_s = Calor latente del vapor a 29.82 psi y 121 °C ,(Kcal/Kg).
 L_{se} = Calor latente del vapor, (Kcal/Kg).
 L_v = Calor latente del vapor, (Kcal/Kg).
 M_{max} = Momento máximo ,(lb-in).
 m = termino especifico de mantenimiento, (h^{-1}).
 mf = moles finales
 N = Velocidad del agitador, (s^{-1} , rpm).
 N_b = Numero de bafles.
 N_p = Numero de potencia, (adimensional).
 N_{RE} = Numero de Reynolds modificado, (adimensional).
 N_{um} = Numero adimensional de Nussel medio.
 n = Índice de comportamiento del fluido (adimensional), constante empírica.
 P_e = Porcentaje de extracción.
 $P_{o-Total}$ = Potencia que entrega el motor, (Hp).
 Pr = Numero de Prandtl para el agua, (adimensional).
 P_{sj} = % de sólidos insolubles contenidos en el jugo.
 Q_{ac} = Velocidad de acumulación de calor, (N-m/s).
 Q_{ag} = Velocidad de generación de calor debido a la agitación del reactor, (N-m/ s).
 Q_{ent} = Velocidad de ganancia de entalpía de las corrientes (salida-entrada) (N-m/s).
 Q_{evap} = Velocidad de perdidas de calor por evaporación, (N-m/s).
 Q_{inter} = Velocidad de transferencia de calor en el intercambiador de calor, (N-m/s).
 Q_{rad} = Velocidad de transferencia de calor por radiación, (N-m/s).
 Q_x = Velocidad de calor debido al crecimiento celular, (N-m/s).
 q_s = velocidad especifica de consumo de sustrato, (h^{-1}).
 q_p = velocidad especifica de formación de producto (h^{-1}).
 Re : Numero de Reynolds para el agua (refrigerante), (adimensional).
 S = concentración de sustrato, (g/l).
 S_{cj} = Sólidos contenidos en el jugo, (Kg/h).
 S_f = Sólidos retenidos en el filtro, (Kg/h).
 S_o = concentración de sustrato inicial, (g/l).
 S_{rc} = Sólidos retenidos en el clarificador, (Kg/h).
 S_{rp} = sólidos retenidos en el prelimpiador, (Kg/h).
 T = Temperatura del agua, ($^\circ\text{C}$).
 T_a = Temperatura del aire, ($^\circ\text{C}$).
 T_p = Temperatura promedio ($^\circ\text{K}$).
 T_{r1} = Temperatura reducida del vapor a la entrada del intercambiador, ($^\circ\text{C}$).
 T_{r2} = Temperatura reducida del vapor a la salida del intercambiador, ($^\circ\text{C}$).

T_0 = Temperatura de referencia, ($^{\circ}\text{C}$).
 T_1 = Temperatura de alimentación al intercambiador, Temperatura de alimentación del jugo al intercambiador, ($^{\circ}\text{C}$).
 T_2 = Temperatura de salida del intercambiador, Temperatura del jugo, ($^{\circ}\text{C}$).
 T_3 = Temperatura de alimentación al esterilizador, ($^{\circ}\text{C}$).
 T_4 = Temperatura de salida del esterilizador, ($^{\circ}\text{C}$).
 T_5 = Temperatura de alimentación al intercambiador, ($^{\circ}\text{C}$).
 T_6 = Temperatura de salida del intercambiador, ($^{\circ}\text{C}$).
 U_c = Coeficiente total limpio ($\text{W}/\text{m}^2\text{-}^{\circ}\text{C}$).

U_d = Coeficiente total de diseño Coeficiente global de transferencia de calor ($\text{W}/\text{m}^2\text{-K}$, $\text{W} / \text{m}^2\text{-}^{\circ}\text{C}$).

V = volumen de operación en el reactor, (l).

V_a = Volumen de ácido adicionado (L/h).

V_f = Volumen e operación en el fermentador (m^3).

V_j = Volumen de jugo (L/h).

V_v = Viscosidad del vapor ($\text{Kg}/\text{m}\text{-s}$).

ν = Viscosidad cinemática del aire a T_p (m^2/s).

X = concentración celular (g/l).

x_w = Espesor de la pared del tubo, (m).

$Y_{p/s}$ = rendimiento producto-sustrato (gr etanol/gr glucosa).

$Y_{p/x}$ =rendimiento producto-biomasa (gr producto/gr células).

$Y_{x/s}$ = rendimiento biomasa-sustrato (gr células/gramos glucosa).

ρ = Densidad del medio, Densidad del liquido enfriado, (Kg/m^3)

ρ_b = Densidad del balso (Kg/m^3).

ρ_j = Densidad del jugo (Kg/m^3).

ρ_{lc} = Densidad de la lechada de cal (Kg/m^3).

ρ_m = Densidad del medio (Kg/m^3).

ρ_p = Densidad de la partícula (Kg/m^3).

ΔT_1 = Temperatura menor del flujo de vapor-Temperatura menor del jugo ($^{\circ}\text{C}$).

ΔT_2 = Temperatura mayor del flujo vapor-Temperatura mayor del jugo ($^{\circ}\text{C}$).

α = parámetro asociado al crecimiento (constante estequiométrica).

β = parámetro no asociado al crecimiento (constante de proporcionalidad).

μ = velocidad especifica de crecimiento celular (h^{-1}).

μ_m = Viscosidad del medio (cp).

μ_{max} = velocidad especifica máxima de crecimiento celular (h^{-1})

Γ_{max} =Torque máximo transmitido (lb-in).

INTRODUCCIÓN

La disminución de las reservas de petróleo, los altos precios del mismo, la contaminación ambiental entre otras está obligando al país a interesarse en la producción de energía a partir de otras fuentes de energía no convencionales, entendiéndose por fuentes de energía no convencionales, aquellas disponibles a nivel mundial que son ambientalmente sostenibles, pero que en el país no son empleadas o son utilizadas de manera marginal y no se comercializan ampliamente.

El bioetanol para América Latina y para Colombia en particular, van a ser muy importantes para el aprovechamiento de pilas combustibles, una tecnología de transformación limpia, muy prometedora, beneficiosa tanto por su alta eficiencia, teóricamente hasta el 90%, en comparación con el 40% en las mejores plantas de potencia convencionales de transformación de energía química de combustibles en energía eléctrica como por su bajo impacto ambiental. La tecnología de celdas de combustible va a tener impacto en los consumidores finales de energía, en los sectores de transporte, entorno doméstico y comercial e industria. Por esta razón en el año 2003 se inició el proyecto de cooperación multilateral a nivel Iberoamericano: "PILAS DE COMBUSTIBLES A HIDROGENO PRODUCIDO DE BIOETANOL" del Subprograma de "Biomasa como fuente de productos químicos y energía" del "Programa de Ciencia y Tecnología para el Desarrollo de Iberoamérica" CYTED, donde la UIS es representante de Colombia.

La caña de azúcar es uno de los principales recursos renovables, a partir del cual se puede obtener bioetanol. Colombia cuenta con cultivos y terrenos sin cultivar que pueden abastecer una gran demanda de caña y por consiguiente producirse una considerable cantidad de bioetanol, esto justifica que se realicen investigaciones encaminadas a determinar las diferentes tecnologías que se

pueden utilizar para la producción de este bioetanol y las especificaciones que debe tener para ser utilizado como portador de hidrógeno.

Si se estudia el bioetanol desde la perspectiva de su utilidad como portador de hidrógeno, es interesante recalcar que entonces, se puede producir en una proporción y pureza que haga posible un paso directo al reformador con la proporción requerida de agua, evitando al máximo la inyección de vapor. De esta manera se puede esperar que su costo de manufactura se reduzca significativamente. Una planta piloto representa una opción para producir etanol en varias condiciones, a partir de fuentes muy variadas, tales como melazas, mieles, jugos, almidones etc. y observar el comportamiento de la mezcla etanol, agua obtenida como producto en el reformador y luego en celdas combustibles.

En este proyecto se escoge una ruta de producción de bioetanol como portador de hidrógeno a partir del jugo de caña de azúcar, para alimentarlo a una planta encargada de efectuar el proceso de reformado catalítico de este bioetanol y así obtener hidrogeno el cual se suministrara a celdas de combustible que generen 10 kw, y además se diseñó una planta a escala piloto capaz de generar este biocombustible en proporciones y pureza especificadas.

1. CONCEPTOS TEÓRICOS

La cantidad de hidrocarburos disponibles en la tierra es limitada, cuando se agoten, se tendrá que buscar nuevas fuentes de energía, el bioetanol puede ser una de éstas y su producción al igual que su posterior utilización como portador de hidrógeno va ligada a múltiples factores. A continuación se definen algunos de estos factores.

1.1 Materia prima

La caña de azúcar es una gramínea tropical, un pasto gigante emparentado con el sorgo y el maíz en cuyo tallo se forma y se acumula un jugo rico en sacarosa.

La caña de azúcar es un excelente cultivo para producir energía por su elevado nivel de eficiencia en el proceso fotosintético, condición que lo ubica en la primera opción para la producción de etanol combustible.

Componentes del jugo de caña	Cantidad (%)
Agua	75-88
Azúcares	17-21
Sacarosa	10-20
Glucosa	2-4
Fructuosa	2-4
Sales	1-3
Ácidos orgánicos libres	1.5-5.25
Carboxílicos	1.1-3
Aminoácidos	0.5-2.5
Componentes orgánicos menores	
Proteínas	0.5-0.6
Almidón	0.001-0.005
Gomas	0.3-0.6
Cera, grasas y fosfátidos	0.05-0.15
Otros	3-5

Tabla 1.1 Composición química promedio del jugo de la caña

1.2 Bioetanol

El etanol ($\text{CH}_3\text{-CH}_2\text{OH}$) es un alcohol que tiene numerosas aplicaciones industriales como disolvente y biocombustible.

En la actualidad, el etanol se produce industrialmente mediante dos procedimientos:

- Hidratación directa o indirecta del etileno.
- Fermentación de carbohidratos convenientemente tratados.

La obtención de etanol por fermentación alcohólica es un proceso antiguo y conocido. La tendencia actual es aumentar su producción a partir de biomasa, esta fermentación se lleva a cabo por numerosos microorganismos.

En el caso más complejo del proceso global de obtención de bioetanol a partir de biomasa puede dividirse en las siguientes etapas:

- **Pretratamiento de las materias primas.**

Esta etapa tiene como objetivo transformar la biomasa a utilizar cuando ésta es poco asequible a la hidrólisis o a la transformación. Los tipos de pretratamiento pueden ser: tratamientos físico mecánicos, procesos de gelatinización, tratamiento con agentes químicos y tratamientos biológicos.

- **Hidrólisis o sacarificación.**

Este paso tiene como finalidad la transformación de los polímeros de glucosa en azúcares sencillos. Cuando la materia prima es almidón o celulosa se efectúa mediante enzimas o hidrólisis ácida.

- **Fermentación.**

Es el proceso de conversión de un material orgánico en otro, en este caso la transformación de la glucosa en etanol, por acción de microorganismos. Los microorganismos generalmente empleados son las levaduras.

- **Separación y purificación del etanol.**

La destilación es el método empleado industrialmente para separar el etanol de la masa de fermentación y purificarlo. El objetivo principal de la destilación es separar una mezcla de varios componentes aprovechando sus distintas volatilidades, o bien separar los materiales volátiles de los no volátiles.

Este esquema es sólo general, ya que hay procesos en que la hidrólisis es innecesaria por estar los azúcares ya libres, y otros, en que dicha hidrólisis tiene lugar simultáneamente a la fermentación.

1.3 Hidrógeno

El hidrógeno es un combustible limpio cuando se quema con aire y produce emisiones no contaminantes, excepto para algunas relaciones H_2 /aire. Además de la combustión directa, recientemente se ha empezado a desarrollar una tecnología basada en celdas de combustibles en las que se transforma la energía química, almacenada en el enlace H-H de la molécula H_2 , en energía eléctrica y vapor de agua.

El hidrógeno no es un combustible que podamos extraer directamente de la tierra como el gas natural. Existen distintas rutas de producción de H_2 a partir de combustibles. Una ruta promisoría involucra el reformado con vapor de alcoholes, como etanol o metanol. La posibilidad de utilizar etanol para generar H_2 para su aplicación en celdas de combustible ha originado un creciente interés en el estudio del proceso de reformado con vapor.

1.4 Reformador de combustibles

Un reformador de combustible es un equipo capaz de convertir combustibles fósiles o alcoholes en un gas formado principalmente por hidrógeno y monóxido de Carbono y su objetivo es el suministro de hidrógeno a la celda combustible.

1.5 Celdas de combustible

Las celdas de combustible son dispositivos electroquímicos que convierten directamente energía química en eléctrica, con una alta eficiencia. Sin partes móviles internas, las celdas de combustible operan de forma similar a las pilas secas, excepto que para la producción continua de electricidad requieren el suministro continuo de combustible, normalmente hidrógeno. Funcionan bajo el principio de intercambio de carga electrolítica entre una placa de ánodo positiva y una placa de cátodo negativa.

1.6 Metodología de diseño

1.6.1 Definición del problema

Obtener una mezcla etanol – agua, con las especificaciones requeridas, para ser reformado y obtener hidrógeno para celdas de combustible.

1.6.2 Revisión bibliográfica

Se analizaron todas las tecnologías para producir etanol a partir de diferentes materias primas, diseño especificado de equipos y expertos en el tema.

1.6.3 Proceso de creación

Se analizaron las diferentes rutas para la obtención de etanol. Las etapas de limpieza del jugo se basan en información recopilada del CIMPA, para el tratamiento inicial de los jugos de caña y para la producción de panela. Las etapas de adecuación del jugo para ser fermentado se basaron en los procesos usados para la obtención de etanol a partir de melaza e información del Icidca. Los datos correspondientes al microorganismo, se tomaron de la referencia bibliográfica N° 4. Las etapas de destilación se basaron en los métodos industriales para la obtención de etanol del 95%.

1.6.4 Balances de masa y energía, dimensionamiento de equipos y estimación de costos

La cantidad de caña y jugo a procesar se fijan, para cumplir con los requerimientos de la planta diseñada en el trabajo de grado referencia bibliográfica N° 3. Los cálculos concernientes al balance de masa y energía y el dimensionamiento de equipos se obtuvieron mediante el uso de hojas de cálculo y usando el programa de simulación Hysys versión 3.1. El análisis económico se efectuó haciendo cotizaciones locales a los fabricantes de los equipos, Internet y mediante el programa CAPCOST²⁹.

1.7 Generalidades del proceso

En esta sección se presentan los aspectos y fundamentos teóricos del proceso y de dimensionamiento de los equipos, más relevantes.

1.7.1 Molienda

Es el paso de la caña a través del molino, con esta operación se obtiene un jugo o guarapo crudo como producto principal y bagazo. Para lograr un buen rendimiento y una vida prolongada de los molinos, éstos se deben seleccionar, instalar, operar y mantener adecuadamente. El rendimiento del molino se expresa en función de la capacidad, la extracción y el consumo de potencia. En general se busca el equilibrio donde se tenga buena capacidad de molienda, alta extracción de jugo y bajo consumo de potencia.

1.7.2 Clarificación.

La etapa de clarificación consiste en la eliminación del mayor porcentaje, de los sólidos insolubles presentes en dichos jugos y se divide en tres secciones: prelimpieza del jugo, precalentamiento y adición de agentes clarificantes.

1.7.2.1 Prelimpieza del jugo.

El jugo extraído de la caña en los molinos pasa a un prelimpiador. Este equipo es un medio físico de eliminación de impurezas de gran tamaño y de partículas insolubles en el jugo, mediante sedimentación de lodos y remoción de partículas menos densas por flotación.

1.7.2.2 Precalentamiento.

El jugo proveniente del prelimpiador se hace pasar por un intercambiador de calor donde se calienta hasta una temperatura de 85 °C, para acelerar la formación de partículas de tamaño y densidades tales que puedan ser separadas del jugo. Durante el precalentamiento del jugo precipitan sustancias cerosas, sustancias proteínicas y en general azúcares no nitrogenados que contenga el jugo.

La deshidratación de las partículas incide en la adsorción superficial de algunos coloides y ciertas impurezas en suspensión, que favorecen la formación de flóculos ascendentes. Muchas sustancias polifenólicas y nitrogenadas no pueden ser floculadas durante el precalentamiento, por eso se hace necesaria la adición de agentes clarificantes, los cuales a una determinada temperatura aumentan su capacidad de clarificación.

1.7.2.3 Adición de agentes clarificantes.

En esta etapa se adicionan cal y balsa al jugo. La adición de estas sustancias se hace desde mezcladores con el fin de obtener una mezcla homogénea.

La adición de la lechada de cal tiene como objetivo aumentar el pH del jugo alrededor de 5.8, óptimo para la clarificación. Generalmente los jugos presentan un pH entre 5.2 y 5.5, según la acidez del suelo y la variedad de la caña, por esta razón la cantidad de lechada a agregar puede variar. La concentración de la lechada comúnmente empleada es de 15 °Be, ya que es la que mejor ajusta el pH de los jugos para las diferentes variaciones de éste.

1.7.2.3.1 Solución de balso

En CIMPA se han realizado experimentos de clarificación con balso, los cuales se llevan a cabo en dos etapas:

En la primera etapa, a una temperatura del jugo de 60 °C, se adicionan 15 cm³ de solución por litro de jugo. En la segunda etapa, a una temperatura del jugo de 85 °C, se adicionan 5 cm³ de solución por litro de jugo.

Los parámetros fisicoquímicos y químicos de esta solución son afectados por toda clase de factores ambientales, genéticos y fitosanitarios, sin tener en cuenta la variación genética e intrínseca de cada especie y variedad lo cual conduce a una variación que no deja de ser normal para sustancias de origen vegetal, por el hecho de ser un organismo vivo que cumple con sus funciones vitales dependiendo de los estímulos generados por el medio en el cual se desarrolle¹.

1.7.2.4 Reacciones durante la clarificación

Algunos de los componentes del jugo afectan la clarificación. Con el uso de floculantes, la clarificación es afectada por una amplia gama de variables.

El jugo de caña se define como una suspensión coloidal irreversible y polidispersa, y cuyas partículas en suspensión no sólo presentan distintos intervalos de tamaño, sino que además presentan una composición química heterogénea. Cuando la solución de azúcar contiene fosfatos solubles y un exceso de calcio, se forma un sustrato gelatinoso cristalino de tipo coloidal que se asienta lentamente. Cuando existe un exceso de fosfatos, se logra un comportamiento mucho mejor en cuanto a la decantación. En una solución de bajo contenido de fosfatos, la clarificación se mejora aplicando el principio de la neutralización de la carga coloidal⁹.

1.7.2.4.1 Potencial Zeta

Como la clarificación consiste en convertir los componentes del jugo solubles en sólidos insolubles y luego separarlos, los parámetros que normalmente controlan la rapidez de la sedimentación están gobernados por la ley de Stokes, sin embargo esta ley solo la cumplen las partículas grandes más las pequeñas no lo hacen. Cada partícula en suspensión tiene una carga eléctrica. Las cargas de las

partículas individuales se miden en función al potencial de la solución en la que están suspendidas. Estas cargas se denominan potencial Zeta.

1.7.2.4.2 Formación del flóculo

La floculación es la aglomeración de las partículas finas suspendidas en una solución para formar un musgo que flócula. Las partículas con carga eléctrica similar se repelen y de esta manera se estabilizan contra la floculación. Con el fin de evitar que las partículas se adhieran, la energía cinética debe exceder a las fuerzas de atracción entre las dos partículas. Cuando el flóculo es dañado mecánicamente, rara vez regresa a su tamaño original, sin embargo resulta beneficiosa una agitación enérgica antes de la formación del flóculo.

1.7.2.4.3 Claridad

La claridad del jugo clarificado se considera a menudo como una buena indicación de la efectividad de la clarificación; pero ésto no necesariamente es cierto. De modo cuantitativo, es pequeña la cantidad de material que permanece en suspensión en el jugo turbio y la turbiedad representa sólo un material dentro de un orden limitado de tamaño de partículas. La cantidad que permanece de tal material depende de las características del jugo para un grupo dado de condiciones.

Un jugo claro indica una precipitación definida y rápida.

1.7.2.4.4 Color

El color normalmente aumenta en el proceso de clarificación. El color oscuro de los jugos crudos es causado, en primer lugar por varios derivados polifenólicos, también se encuentran presentes las clorofilas verdes insolubles. En pequeñas cantidades se han hallado pigmentos antocianínicos solubles. En la clarificación no se separan con efectividad las sustancias colorantes fenólicas, que de modo primario están en estado coloidal.

Se ha demostrado que en el proceso simple de clarificación los polifenoles son los responsables de la absorción del oxígeno, lo que resulta en la formación de

sustancias acídicas, y en el jugo clarificado, son responsables hasta cierto grado de la disminución del pH y del incremento del contenido de calcio.

1.7.2.4.5 Clarificación óptima

La selección del método de clarificación óptimo estará en función de las características de la cepa empleada durante la fermentación, ya que determinados estimulantes del crecimiento podrían perderse en el proceso de la clarificación, producto de la coagulación de proteínas, la destrucción o modificaciones químicas de vitaminas presentes en el jugo¹⁴.

1.7.2.4.6 Efecto del pH

Si es demasiado bajo el pH del jugo clarificado, entonces no se conseguirá de un modo completo la precipitación de fosfatos, sesquióxidos y ácido silícico. Una alta alcalinidad tiene la ventaja de tener una completa precipitación de los no azúcares inorgánicos removibles. La mayor desventaja de la alcalinidad muy alta, es la descomposición de los azúcares reductores y el incremento de contenido de cal.

1.7.2.5 Descachazado

Cuando los jugos llegan a temperaturas entre 75° y 85°C, se forma en la superficie la llamada 'cachaza negra' -capa inicial de impurezas resultantes, como consecuencia de la adición del balso.

1.7.3 Filtración

La filtración es la separación de una mezcla de sólidos y fluidos que incluye el paso de la mayor parte del fluido a través de un medio poroso, que retiene la mayor parte de las partículas sólidas contenidas en la mezcla. El medio filtrante es el medio que permite que pase el líquido, mientras retiene la mayor parte de los sólidos. Dicho medio puede ser una pantalla, tela, papel o un lecho de sólidos. El líquido que pasa a través del medio filtrante se conoce como filtrado.

1.7.4 Acidificación

Para conseguir mejores rendimientos en la fermentación del mosto, es necesario llevarlo a condiciones de acidez apropiada, con el fin de impedir la formación de microorganismos que propicien la generación de productos diferentes del alcohol.

La acidificación se puede realizar con varias sustancias, las más comunes son ácido sulfúrico y formol de éstos, el ácido sulfúrico es el más utilizado. Se requiere que el pH esté entre 4.0-5.0 y que el ácido agregado, H_2SO_4 sea diluido, ya que si se adiciona concentrado, su gran poder de deshidratación carbonizaría las moléculas de azúcar presentes.

El grado de acidez del mosto debe fijarse en forma muy precisa, dependiendo del tipo de levadura que se ha de utilizar, pues un exceso de acidez, retarda la fermentación y un defecto en la misma, favorece la formación de microorganismos contaminantes, afectando notablemente el rendimiento alcohólico final.

1.7.5 Esterilización

Los bioprocesos se contaminan muy fácilmente, porque existe una abundancia de nutrientes y no hay protección inherente contra los organismos extraños. El valor del producto y la necesidad de un control de calidad determinan el incremento de las medidas de precaución que se deben tomar. Los métodos comunes de esterilización son: la eliminación de microorganismos por filtración y matarlos con calor o productos químicos.

La esterilización por calor del medio de cultivo es el método mas comúnmente utilizado. Este método puede ser continuo o intermitente. Las ventajas de la esterilización continua del medio son las siguientes:

- Incremento de la productividad, puesto que los cortos períodos de exposición al calor minimizan el daño a los constituyentes del medio.
- Mejor control de la calidad
- Baja demanda de vapor para el proceso

1.7.6 Enfriamiento

Luego de la esterilización disminuimos la temperatura del jugo entre 30 – 35 °C que es el rango de temperatura óptima para la levadura.

1.7.7 Fermentación

En plantas piloto se utilizan diferentes tipos de reactores como la columna burbujeadora, el waldhof, el Air-lift y el tanque agitado con impulsores de turbina, como el que se observa en la figura 1.1, pero es el fermentador de tanque agitado el más utilizado en la fermentación a escala industrial por ser capaz de suministrar altas cantidades de oxígeno por unidad de tiempo y de volumen, y puede operar en un amplio rango de condiciones. Además se encuentran estandarizados lo cual facilita su diseño y el escalamiento, existen otros que operan con menos energía, pero su estudio está poco difundido como el air-lift, pues se sabe muy poco de sus datos de operación y la transferencia de oxígeno.

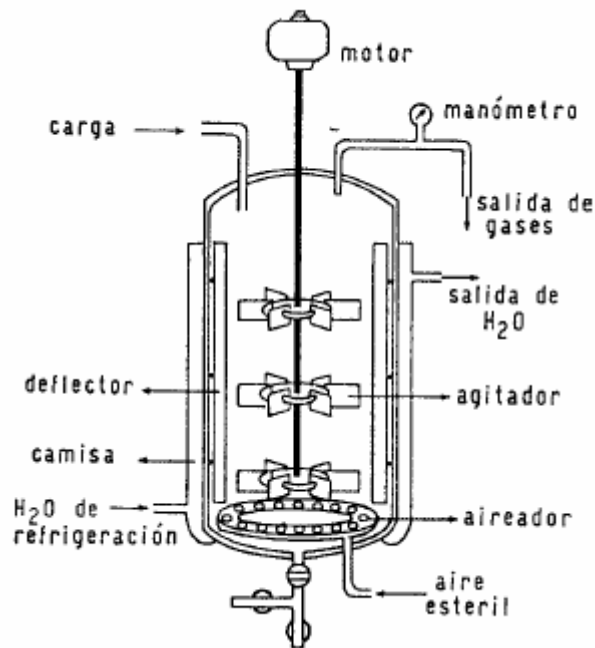


Figura 1.1 Fermentador de tanque agitado.

En el diseño se deben tener muy en cuenta el tipo de impulsor y las velocidades de agitación para el adecuado manejo del microorganismo y un mezclado homogéneo del medio, así se evitarán las zonas muertas, buscando la mejor productividad.

La geometría sería la parte esencial para el adecuado manejo, pues de ésta depende la agitación y la aireación²².

Las velocidades de agitación que se manejan están entre 100–1000 revoluciones por minuto y la potencia entre 1-3 Watios / litro²³.

Los biofermentadores en las plantas piloto permiten la obtención de información acerca de la influencia de ciertas variables que afectan en el proceso y de los microorganismos, para su posterior utilización a una escala mayor.

Es de recalcar que en las plantas pilotos de fermentación se estudian efectos de aireación, temperatura y control de pH, como también estrategias de control y la retroalimentación a pesar que es muy delicada y costosa por el hecho de separar los microorganismos que son muy sensibles²³.

El criterio de selección de los materiales en la etapa de fermentación estará en función de las otras etapas (esterilización, acidificación etc). Además se deberá tener en cuenta el estado de las materias primas, concentración de las materias primas, el cambio de concentraciones durante la reacción, si el ambiente es oxidante o reductor, la pureza requerida en el producto final, las especies iónicas presentes, tiempo de reacción, perfil de temperatura, existencia de gas condensable y los subproductos presentes⁴.

1.7.7.1 Recipiente para la fermentación

Para el diseño de un recipiente de fermentación, primero se fija su capacidad, dentro de ciertos rangos dependiendo de la aplicación que se va a tener, ya sea en laboratorio, planta piloto o uso industrial, luego se fijan sus dimensiones geométricas de acuerdo con modelos establecidos para sistemas agitados.

En tanques mayores de 400 litros es conveniente enfriar con serpentines y no con chaqueta, para una mejor absorción de calor dentro del recipiente.

El volumen de operación en los fermentadores estará entre el 70% y el 80% del volumen del reactor con el fin de mantener una operación eficiente²³.

1.7.7.2 Temperatura

Las funciones de los microorganismos sólo pueden realizarse dentro de ciertos límites de temperatura. El valor de la temperatura mínimo, óptimo y máximo para la vida de los microorganismos varía ampliamente dependiendo de la especie.

De acuerdo con la temperatura los microorganismos se pueden clasificar en:

Microorganismos	Rango de temperatura
Psicrófilos	5-15 °C
Mesófilos	25-40 °C
Termófilos	45-60 °C

Tabla 1.2 Clasificación de microorganismos según temperatura

La actividad de enzimas y proteínas que intervienen en los procesos metabólicos de la célula es muy sensible a ligeras variaciones en la temperatura, lo cual afecta la cinética de las reacciones metabólicas. Como consecuencia de esto, el desarrollo y el crecimiento es directamente afectado, como también los rendimientos de la fermentación en cuanto a células y productos⁵.

1.7.7.3 pH

El pH es la medida de la concentración de iones de hidrógeno, tiene también un marcado efecto en el crecimiento y en el rendimiento de los microorganismos, ellos siguen el mismo patrón general de tener una máxima velocidad de crecimiento sobre un rango limitado de pH, con una completa muerte en sus extremos para una especie en particular. Se presenta generalmente una máxima velocidad de crecimiento a un pH dado, el cual se determina como pH óptimo. En las bacterias el pH óptimo varía entre 6 y 8, en las levaduras entre 4 y 6 y en mohos 3 y 7⁸.

1.7.7.4 Requerimientos de oxígeno

La ausencia o abundancia de oxígeno permite una selección tanto del microorganismo como de los productos del metabolismo.

Algunos organismos son capaces de vivir únicamente en presencia de oxígeno atmosférico, ellos son denominados aeróbicos obligados, en otra clase los microorganismos requieren de un medio libre de oxígeno, siendo denominados anaeróbicos obligados. Entre estos dos extremos se encuentran numerosas transiciones.

Muchos microorganismos son capaces de vivir ya sea en presencia o ausencia de aire, siendo denominados aeróbicos facultativos o anaeróbicos facultativos, dependiendo del grupo hacia el cual tienda su comportamiento.

Pocas fermentaciones industriales requieren una completa exclusión del aire y la mayoría requiere una cantidad determinada en algunas fases del proceso. Ésto es especialmente cierto para fermentaciones de levaduras para producir alcohol, en la cual una buena aireación es benéfica durante la primera fase, para acelerar la multiplicación celular; en fases posteriores se requieren condiciones anaeróbicas para producir una oxidación del sustrato. Los consumos de oxígeno de los microorganismos varían entre 18 mMO₂/l-h y 562 mMO₂/l-h⁸.

1.7.7.5 Rendimientos en fermentación

En forma general a la relación entre cantidad de células producidas, o productos celulares y el sustrato consumido se le denomina rendimiento. Éste desempeña un papel importante tanto en el diseño como en la viabilidad económica de un proceso microbiológico.

Se puede hablar de un rendimiento de sustrato (Y_s) o de rendimientos específicos por cada elemento (Y_p , Y_o , Y_c , etc).

El rendimiento depende del tipo de microorganismo y de las condiciones de crecimiento (pH, temperatura, concentración de nutrientes, etc.). En el diseño de

un medio de cultivo se considera que el valor del rendimiento es constante para fines prácticos, pero ya establecida la fermentación debe confirmarse su valor²³.

1.7.7.6 Clasificación de los procesos de fermentación

En procesos Batch o discontinuos se introduce el medio con el cultivo inicialmente hasta obtener un producto final; pero al contrario los procesos continuos permiten el control de varias variables, entre ellas la velocidad de crecimiento de los microorganismos, además de alcanzar una gran productividad y que se realiza en estado estable.

En la tabla 1.3 se presentan la clasificación de estos procesos fermentativos

Procesos fermentativos		
Continuos	Aeróbicos	o Flujo tapón
	anaeróbicos	Quimiostato
Discontinuos	Aeróbicos	Cultivo en superficie
		Cultivo Sumergido
	Anaeróbicos	Cultivo sumergido

Tabla 1.3 Clasificación de procesos fermentativos

1.7.7.8 Configuración geométrica

Por ser los fermentadores de tipo tanque agitado, los más utilizados, éstos se han estandarizado. Cuando la relación $H/D > 1$ se emplean dos impulsores para asegurar un mezclado eficiente y una buena transferencia de oxígeno, otros autores emplean más aspectos además de la geometría.

1.7.7.9 Impulsores y agitación

La agitación es importante para mantener el medio de cultivo homogéneo, y el objetivo es mejorar los fenómenos de transferencia de calor y de masa. Una adecuada transferencia de sustrato y de productos, hacia y desde la célula, se ve reflejada en una buena velocidad de reacción y a la vez en altos rendimientos.

La tabla 1.4 contiene las dimensiones y relaciones geométricas estándar de los tipos de agitadores para un fermentador.

Tipo de impelente	D_i/D_t	H_i/D_t	L_i/D_i	A_i/D_i	H_b/D_i	N_b	Baffles (deflectores) A_b/D_t
Turbina alabe plano	1/3	1.0	1/4	1/5	1.0	4	1/10
De paleta	1/3	1.0	-	1/4	1.0	4	1/10
Hélice marina	1/3	1.0	Pitch= D_i		1.0	4	1/10

Tabla 1.4 Dimensiones y relaciones geométricas

Los tipos de impulsores mas utilizados en la industria son la turbina de aspa plana, la hélice marina y el de paleta los cuales van ubicados estratégicamente dentro del fermentador (ver apéndice D).

En la fermentación son preferidos los impulsores tipo turbina, además son perfectos para regiones turbulentas, éstos generan corriente de flujo en dirección radial o tangencial (movimiento transversal y de rotación) ésto asegura un mejor mezclado. Además elimina los gradientes de temperatura en el fermentador e incrementa la solubilidad y difusión del oxígeno en el medio de cultivo.

También es de esperar que los baffles (deflectores) afecten los patrones de flujo para lograr un mezclado eficiente para así evitar los vórtices y cambios en la cinética del fermentador⁴.

Al utilizar agitadores mecánicos se deberá utilizar sellos para mantener el cultivo y el medio libre de contaminación. Se emplean en los acoples de los ejes de agitación y rompespuma al vaso.

1.7.7.10 Deflectores

Generalmente se utilizan cuatro deflectores, los cuales son independientes del tamaño del fermentador para prevenir la formación de vórtices, crean turbulencia mejorando la eficacia de la aireación y ayudan a la transferencia de calor; pues

éstos disminuyen el tiempo de circulación a través de las zonas de alto esfuerzo de corte y mantiene una distribución de burbujas pequeñas mejorando la transferencia de masa y la distribución axial².

1.7.7.11 Reología de cultivos microbianos

Es importante la reología del medio nutriente, pues es ésta la que indicará que clase de fluido se fermentará. Los cultivos de microorganismos se tratan como fluidos newtonianos; pero en la realidad este comportamiento no se observa. En el proceso de fermentación este medio sufre cambios por degradación de sustratos, células muertas y obviamente los productos formados dando propiedades reológicas a las suspensiones de fermentación muy diferentes al del medio inicial. Para números de Reynolds mayores a 10000 las viscosidades no afectan, y se considera un número de potencia de 6.0 lo que permite calcular la potencia para los agitadores según correlación establecida por Rushton et al; donde la potencia depende de variables reológicas.

La densidad para la mayoría de fermentaciones se considera constante e igual al agua, su cambio es muy pequeño²³.

1.7.7.12 Aireación

Los sistemas de aireación deben proporcionar oxígeno suficiente para el crecimiento, los flujos de aire se miden con rotámetros, pero cuando se desean monitorear se emplean los que producen algún tipo de señal.

Existen diferentes elementos para la inyección del aire como tubos horizontales perforados, regadera circular y en los que la agitación y aireación vienen acoplados.

Los elementos que transportan el aire se llaman difusores, y en procesos aeróbicos el flujo volumétrico de oxígeno generalmente es de:

$$1.0.a.1.5.VVM.cm^3\text{aire}/cm^3\text{medio} - \text{min}^8$$

1.7.7.13 Esterilización del aire

Los procesos aeróbicos de fermentación requieren grandes volúmenes de aire por volúmenes de líquido por minuto (VVM) y todo el aire debe estar estéril antes de entrar al fermentador.

Los sistemas de esterilización en uso son:

- Esterilización térmica
- Filtración

Para casos especiales se utilizan otras alternativas, por ejemplo agentes químicos, radiación electromagnética, etc.

La filtración de aire es el método más utilizado empleándose para ellos filtros fibrosos, principalmente de lana de vidrio²³.

1.7.7.14 Esterilización

Antes de las fermentaciones los equipos deben esterilizarse, al igual que sus líneas de inyección durante 25 a 30 minutos a 121°C con vapor o agua caliente, según lo requiera la ubicación más vulnerable a la contaminación.

No se recomienda la inyección de vapor vivo en el fermentador cuando éste contiene el sustrato, porque es difícil de controlar y no puede estimarse el condensado producido el cual aumenta el volumen del medio.

1.7.8 Centrifugación

El producto que sale de la fermentación debe ser centrifugado, para separar materias insolubles, impurezas y principalmente microorganismos como la levadura. El proceso de centrifugación es de vital importancia para evitar problemas de incrustaciones en los aparatos de destilación.

1.7.9 Recuperación del etanol arrastrado por el CO₂

Durante la fermentación se desprende gran cantidad de CO₂, éste arrastra consigo cantidades apreciables de etanol. La pérdida de etanol en el arrastre es de un 1%

aproximadamente. Este porcentaje aumentaría a 1.3-1.4%, si la temperatura en los bioreactores se eleva.

1.7.10 Destilación

La destilación se conoce como un método para separar los componentes de una solución, dependiendo de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida, para ser aplicada a los casos en que todos los componentes están presentes en las dos fases. La nueva fase se crea por evaporación o condensación a partir de la solución original. La destilación consiste en separar soluciones en las que todos los componentes son apreciablemente volátiles. Por otra parte, aplicando calor, es posible evaporar parcialmente la solución y crear de esta forma una única fase gaseosa a partir de la solución original; puesto que el gas es más rico en el componente más volátil que el líquido residual, se ha logrado cierto grado de separación.

Mediante la manipulación adecuada de las fases, o mediante evaporaciones y condensaciones repetidas, es generalmente posible lograr una separación tan completa como se quiere y recuperar los dos componentes de la mezcla con la pureza deseada.

Son claras las ventajas de un método de separación como éste. En la destilación, la nueva fase difiere de la original por su contenido calorífico, pero el calor se incrementa o se elimina sin dificultad.

Los procesos de destilación pueden clasificarse de acuerdo con el número de componentes en la mezcla original como: binaria; cuando hay dos componentes, como multicomponentes, cuando hay más de dos componentes definibles. También puede ser clasificada de acuerdo al tipo de separación, como separación flash en equilibrio, o separación fraccionada. Además, se pueden diseñar destilaciones batch o continuas, se puede destilar a alta presión, a presión de

vacío y con vapor. Cualquiera de éstas se puede combinar arbitrariamente para obtener separaciones de materiales.

En la destilación corriente, la selección de la presión de operación está afectada por las relaciones presión-temperatura de ebullición de los productos. La presión es fijada lo suficientemente alta, tal que los productos de cima puedan ser por lo menos parcialmente condensados por el intercambiador de calor con un medio de enfriamiento adecuado, y suficientemente baja para que el líquido de los fondos pueda ser parcialmente vaporizado por intercambio de un medio de calentamiento adecuado. Cuando ambas condiciones no pueden realizarse simultáneamente, se debe usar refrigeración para condensar los productos del tope, o se puede utilizar un horno como rehervidor.

2. DESARROLLO DE LAS ETAPAS METODOLÓGICAS

En este capítulo se describe la secuencia de cálculo y ecuaciones usadas para el desarrollo de los balances de masa, energía y el dimensionamiento de equipos.

2.1 BALANCE DE MASA

2.1.1 Balance de masa en el molino

En el balance se escoge un porcentaje de extracción el cual podría variar de acuerdo a la eficiencia del molino, teniendo en cuenta este porcentaje se calcula la cantidad de jugo extraído por el molino.

$$J_e = P_e * C_p \quad \text{Ec1}$$

2.1.2 Balance de masa en el prelimpiador

Teniendo en cuenta la cantidad de sólidos insolubles presentes en el jugo y la eficiencia de retención del equipo se calculan el jugo crudo libre de bagacillo y los sólidos retenidos en este equipo.

$$S_{cj} = P_{sj} * J_e \quad \text{Ec2}$$

Posteriormente hallamos los sólidos retenidos en el prelimpiador:

$$S_{rp} = E_p * S_{cj} \quad \text{Ec3}$$

Luego calculamos el jugo libre de bagacillo.

$$J_{lb} = J_e - S_{rp} \quad \text{Ec4}$$

2.1.3 Balance de masa en el mezclador clarificador

Se calcula la cantidad de lechada de cal a adicionar en la primera cámara del clarificador:

$$Clc = \frac{1.5 * 10^{-6} * J_{lb} * \rho_{lc}}{\rho_j} \quad \text{Ec5}$$

La cachaza retirada equivale a aproximadamente un 7% del jugo extraído.

$$Cr = 0.07 * J_e \quad \text{Ec6}$$

Se calcula la cantidad de balso a adicionar en la segunda cámara del clarificador

$$S_b = \frac{0.02 \frac{L_{balso}}{L_{jugo}} * J_{lb} * \rho_b}{\rho_j} \quad \text{Ec7}$$

Entonces el Jugo luego de la clarificación es:

$$J_c = J_e + C_{lc} + S_b - C_r - S_{rc} \quad \text{Ec8}$$

2.1.4 Balance de masa en el filtro

Se estima una eficiencia de remoción de sólidos del 95%, entonces el jugo filtrado es:

$$J_f = J_c - S_f \quad \text{Ec9}$$

2.1.5 Acidificación

Antes de iniciar esta etapa se estima que el pH del jugo es de aproximadamente 5.8, entonces calculamos la cantidad de ácido necesario para que el pH sea de aproximadamente 4, el cual es el recomendado para la etapa de fermentación

$$V_a * C_a - \frac{C_j * J_c * f_c}{\rho_j} = m_f \quad \text{Ec10}$$

$$pH = -\text{Log} \left[\frac{m_f}{V_a + V_j} \right] \quad \text{Ec11}$$

Las variables C_a , C_j , J_c , f_c , D_j y V_j están especificadas, entonces tenemos un sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas, resolviendo estas dos ecuaciones simultáneamente determinamos los valores de V_a y m_f .

2.1.6 Balance de masa del fermentador

El balance de masa se calculó para operación en continuo, donde se tiene un flujo de entrada, un flujo de salida y una tasa de dilución particular, que es función del tipo de microorganismo a utilizar. No habrá flujo de entrada de microorganismos, sólo se alimentará medio fresco.

El primer paso fue hallar el volumen de operación teniendo como recurso experimental la tasa de dilución y el cálculo del flujo proveniente del enfriador.

Es de recalcar que la tasa de dilución experimental es la tasa de dilución óptima a la cual debe ser operado el fermentador.

Donde:

$$D_{\text{óptimo}} = \mu_{\text{max}} (1 - \sqrt{K_S / (K_S + S_0)}) \quad \text{Ec12}$$

$$D = \frac{F}{V_{\text{operacion}}} \quad \text{Ec13}$$

Los rendimientos desempeñan un papel importante tanto en el diseño como en la viabilidad económica de un proceso microbiológico y están relacionados de la siguiente manera:

$$Y_{P/X} = \frac{Y_{P/S}}{Y_{X/S}} \quad \text{Ec14}$$

2.1.6.1 Balance de biomasa

Cambio en microorganismos = Crecimiento – Salida

$$Vdx = V\mu Xdt - FXdx \quad \text{Ec15}$$

$$D = \mu \quad \text{Ec16}$$

2.1.6.2 Balance de sustrato

Cambio de sustrato = Entrada – Salida – Consumo

$$dS = DSo - DS - \frac{1}{Y_{XS}} \mu X \quad \text{Ec17}$$

$$q_s = \frac{D(S_0 - S)}{X} = \frac{D}{Y_{SX}} + m \quad \text{Ec18}$$

Para obtener S y X que son los valores en estado estable.

2.1.6.3 Balance de producto

$$q_p = \frac{D(p - p_o)}{X} = \alpha D + \beta \quad \text{Ec19}$$

$$S = \frac{KsD}{\mu_{\max} - D} \quad \text{Ec20}$$

$$X = Y_{xs} \left(S_0 - \frac{KsD}{\mu_{\max} - D} \right) \quad \text{Ec21}$$

La tasa de dilución crítica o Wash out se presenta cuando $S=S_0$

2.1.7 Balance de masa en las etapas de desorción, recuperación de etanol y columna de livianos

Los balances de masa y energía de estas etapas fueron efectuados en el software Hysys versión 3.1. El paquete termodinámico usado fue la ecuación NRTL.

La ecuación NRTL, propuesta por Renon y Prausnitz en 1968, es una extensión de la ecuación de Wilson. Esta ecuación usa la mecánica estadística y la teoría de la celda líquida para representar la estructura líquida. Estos conceptos, combinados con el modelo de composición local de Wilson, producen una ecuación capaz de representar equilibrios líquido - vapor, líquido – líquido y líquido – líquido – vapor. Al igual que la ecuación de Wilson, la ecuación NRTL es termodinámicamente consistente y puede ser aplicada a sistemas multicomponentes¹².

La ecuación NRTL en Hysys tiene la siguiente forma¹³:

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^n \tau_{ji} x_j G_{ji}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{ki}} + \sum_{j=1}^n \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{kj}} \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_{m=1}^n \tau_{mj} x_m G_{mj}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{kj}} \right) \quad \text{Ec22}$$

$$G_{ij} = \exp[-\tau_{ij} \alpha_{ij}]$$

γ_i = Coeficiente de actividad

x_i = Fracción molar del componente i

T = Temperatura (°K)

n = Número total de componentes

a_{ij} = Temperatura no dependiente de los parámetros de energía entre los componentes i y j (cal/gmol)

b_{ij} = Temperatura dependiente de los parámetros de energía entre los componentes i y j (cal/gmol-K)

α_{ij} = NRTL no aleatorias constantes para interacción binaria

La ley de los gases ideales se usó para modelar la fase vapor, este modelo es apropiado para bajas presiones.

La entalpía de los líquidos y la entropía está basada en la correlación de Cavett.

Las propiedades físicas y propiedades de transporte que Hysys calcula para una fase dada son: viscosidad, densidad, conductividad térmica y tensión superficial. Los modelos usados para el cálculo de las propiedades de transporte han sido todos preseleccionados para producir el mejor ajuste para el sistema en consideración.

Como criterio de diseño para la columna desorbedora se fijó una pérdida de etanol en la corriente de vinazas y una eficiencia de etapa¹⁵. Luego se fue observando la relación entre el flujo másico alimentado a la columna y el flujo másico de vapor versus la pérdida de etanol en la corriente de vinazas para un determinado número de etapas.

Como criterio de diseño para la columna de destilación se fijaron la composición molar de etanol en el destilado y el flujo molar de venteo en el condensador el cual tiene una composición alta de CO₂.

2.2 BALANCE DE ENERGÍA

2.2.1 Precalentamiento

Hallamos el flujo de vapor requerido para el precalentamiento, mediante:

$$F_v * L_s = J_e * C_{pj} * (T_2 - T_1) \quad \text{Ec23}$$

2.2.2 Mezclador-Clarificador

Calculamos la pérdida de energía para estimar la temperatura de salida del jugo en esta etapa.

Energía entrante – Energía perdida = Energía saliente

$$E_e = Jlb * C_{PJ} * (T_2 - T_0) \quad \text{Ec24}$$

La energía perdida es igual al calor perdido por conducción que puede estimarse como nulo y al calor perdido por convección el cual puede estimarse así:

$$\text{Energía perdida} = h_m * \text{área} * (T_2 - T_a) \quad \text{Ec25}$$

El coeficiente medio de transferencia de calor por convección (h_m), se calcula por medio de la analogía de transferencia para una placa horizontal.

$$Num = \frac{h_m * L}{k} = c * n(Gr * Pr) \quad \text{Ec26}$$

El número de Grashof se calcula así:

$$Gr = \frac{g * B * (T_2 - T_0) * L^3}{\nu^2} \quad \text{Ec27}$$

Posteriormente de

$Gr * Pr = 1.73E9$ despejamos el número de Prand.

El producto ($Gr * Pr$) se sitúa dentro del rango de $3.5E5$ hasta $3E10$ para régimen laminar y fija valores para las constantes c y n , con las que se determina el coeficiente medio de transferencia de calor en la ecuación y con el cual se evalúa también la energía perdida por convección natural.

El balance de energía será:

$$Jlb * C_{PJ} * (T_2 - T_0) - h_m * \text{área} * (T_2 - T_a) = Jlb * C_{PJ} * (T_f - T_0) + C_r * C_{PC} * (T_f - T_0) \quad \text{Ec28}$$

Todas las variables son conocidas excepto la temperatura final del jugo a la salida del mezclador-clarificador, la cual determinamos.

2.2.3 Esterilización

Hallamos el flujo de vapor requerido para la esterilización, mediante:

$$F_{ve} * L_{se} = Jf * C_{pj} * (T_4 - T_3) \quad \text{Ec29}$$

2.2.4 Enfriamiento

Se determina el flujo de agua requerido para enfriar el jugo, para ésto hallamos primero la energía del jugo

$$Q = Jf * C_{PJ} * (T_6 - T_5) \quad \text{Ec30}$$

Igualando a

$$Q = C_a * C_{pa} * (T_7 - T_8) \quad \text{Ec31}$$

Hallamos C_a

2.2.5 Fermentador

Se utilizará levadura *Saccharomyce cerevisiae* y se mantendrá la temperatura en el fermentador en un promedio de 30°C.

Cooney et.at., demostraron que para una gran variedad de microorganismos, la evolución del calor es función lineal del consumo de oxígeno así:

$$Q_x = 0.12 \text{ MO}_2 \quad \text{Ec32}$$

Q_x = Calor generado por el microorganismo (Kcal/L.min)

MO_2 = Oxígeno consumido por el microorganismo (milimoles/ l.min)

Si mantenemos el recipiente a presión constante y existen cambios despreciables en la energía potencial, este balance de energía puede resolverse en términos de la entalpía. Por esto los flujos de calor que participan en el proceso de fermentación son: (Bailey y Ollas, 1977)⁸.

$$Q_x + Q_{ag} = Q_{ac} + Q_{inter} + Q_{evap} + Q_{sen} + Q_{rad} \quad \text{Ec33}$$

Entendiéndose que el calor es directamente proporcional al consumo de oxígeno, y teniendo en cuenta que para *Saccharomyce cerevisiae*, este consumo, es de 8 mMO₂/gcélulas-h, reportado en el texto de Rodolfo Quintero²³. Se procedió a hallar los calores de formación en el sistema de fermentación, que corresponden a un balance global energético.

Según lo que reporta Ryu y Kim en su experimento similar al de este artículo⁷ en condiciones anaerobio y aerobio con las mismas concentraciones de sustrato, pH, temperatura y la misma tasa de dilución; aumentaron la productividad casi en un 141% y su masa celular en un 250% en el aerobio. Lo que permite suponer que la productividad aumente y el porcentaje de la masa celular; si es sometida a una aireación.

Teniendo en cuenta el balance de biomasa, los gramos de células o de microorganismos que se mantienen en estado estable es de 10 g-célula / l durante 33 horas que dura la fermentación, con una velocidad específica de crecimiento de 0.03 h⁻¹. Es por ésto que los gramos de microorganismos por hora son de 0.3 g-célula / l-h.

Se considera por comparación con el experimento aerobio de Ryu y Kim, que las células crecen un 250% con aire (oxígeno).

La masa de microorganismos por litro con una base de tiempo de una hora para este proyecto será de 1.155 g-célula / l-h.

Por todo lo anterior el consumo de oxígeno es de:

Base de cálculo = 1 hora

$$8 \text{ mM O}_2 / \text{g células} * 1.155 \text{ g-célula / l}$$

Consumo de oxígeno de la *Saccharomyce Cerevisiae*:

$$9.24 \text{ mM O}_2 / \text{l-h}$$

La cantidad en consumo de oxígeno se encuentra entre un mínimo de 18 mMO₂/l-h y un máximo de 562 mMO₂/l-h para varios microorganismos y, el valor calculado para la *Saccharomyce* se encuentra por fuera del intervalo, debido a esto tomamos el límite inferior para operar con fiabilidad.

El calor generado por fermentación para un volumen operación de 1600 litros es calculado con la ecuación 32, el calor por agitación es aproximadamente igual a la potencia entregada por el motor por unidad de volumen (Aiba, 1977).

Como el sistema de fermentación se encuentra en estado estable, no habrá acumulación por calor.

La pérdida de calor por radiación viene dada por $Q_{rad} = \sigma * \epsilon * A (T^4 - T_o^4)$, porque existe transferencia de calor del fluido de fermentación al medio ambiente.

Donde:

σ : constante de Boltzman ($5.677 \cdot 10^{-8} \text{ Nm/m}^2\text{sK}$)

ϵ : emisividad para el acero (0.567)

T: temperatura del medio (30°C)

To: temperatura ambiente (26°C)

Despejando la ecuación 33 se obtiene el calor absorbido por el intercambiador.

2.2.5.1 Área de flujo del intercambiado de calor.

Teniendo en cuenta que la literatura señala que cuando los tanques de fermentación son mayores de 400 litros se recomienda utilizar un serpentín para mantener la temperatura constante dentro del fermentador, por lo anterior se diseñó un serpentín de acero inoxidable de pared delgada.

2.2.5.2 Coeficiente global de transferencia de calor

Para calcular el coeficiente global de transferencia de calor, es necesario calcular los coeficientes individuales a partir de las ecuaciones mostradas en el numeral

Coeficiente individual de transferencia de calor para el lado interno del tubo (h_i).

Se realizó el cálculo tomando como fluido de intercambio agua a 22°C

Para el agua a 22 °C

$$\mu = 0.001 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m-s} \quad \rho = 1000 \text{ Kg/m}^3 \quad C_p = 4180 \text{ N-m/ s-K} \quad k = 0.598 \text{ J/m-s-K}$$

Los coeficientes se estimaron con las ecuaciones

Coeficiente individual de transferencia de calor para el lado externo del tubo (h_o).

Se considerará que el jugo de caña tiene características similares a las del agua a 30°C con una agitación de 150 rpm.

Para el jugo a 30 °C

$$\mu = 0.001 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/m-s} \quad \rho = 1000 \text{ Kg/m}^3 \quad C_p = 4181.2 \text{ N-m/ s-K} \quad k = 0.5923 \text{ J/m-s-K}$$

Los términos X_w / K_w y R_d , se pueden despreciar en el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor.

2.2.5.3 Temperatura de salida del agua de enfriamiento

Realizando un balance con el agua de enfriamiento. El flujo másico de agua es obtenido con la ecuación 34

$$Q_{\text{retirado}} = \text{mag} * C_p * (T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}}) \quad \text{Ec34}$$

La tubería es de acero inoxidable AISI-304 de ½ in tamaño nominal, con un diámetro 0.71 m para la espiral (dc).

La temperatura del medio (fermentador), debe permanecer constante en 30°C ($T_1 = T_2$). La diferencia media de temperatura se obtiene de la ecuación 34:

$$T = (T_{\text{salida}} + T_{\text{entrada}}) / 2 \quad \text{Ec35}$$

Donde:

$$T_{\text{salida}} = T_1 - T_{\text{entrada}} \quad \text{Ec36} \quad \text{y} \quad T_{\text{entrada}} = T_2 - T_{\text{salida}} \quad \text{Ec37}$$

Es posible que la fermentación emitiera más calor, en ese caso la temperatura del agua tendría que ser disminuida aun más para poderlo absorber. Por ende la temperatura media sería aun más alta.

2.2.5.4 Área de transferencia de flujo de calor

2.2.5.4.1 Cálculos para el serpentín

La transferencia calor del recipiente agitado depende del gradiente de temperatura, entre la solución en fermentación y el refrigerante (agua).

El agua circula a través de un arrollamiento helicoidal a temperatura constante.

$$Q_{\text{inter}} = U_d \cdot A \cdot \Delta T \quad \text{Ec38}$$

El U_d se expresa en función de las resistencias térmicas ofrecidas por la película interna del líquido refrigerante, la pared del tubo, la película externa del líquido enfriado y cualquier depósito presente en las superficies.

El agitador sólo afecta el coeficiente de película de la solución a enfriar, en este caso el que se va a fermentar.

El coeficiente global de transferencia de calor es calculado con la ecuación 36

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{h_{io}} + \left(\frac{x_w}{k_w}\right)\left(\frac{d_{ex-tubo}}{d_{prom-tubo}}\right) + \frac{1}{h_0} + R_d \quad \text{Ec39}$$

El coeficiente interno de película, h_i , para convección forzada en tubos rectos se obtiene de la ecuación 40.

$$h_i = \frac{0.023.k.Re^{0.8}.Pr^{0.4}}{d_{ext-tubo}} \quad \text{Ec40}$$

Ahora, la transferencia en un arrollamiento se aumenta en un factor y recalcula con la ecuación 38:

$$h_i(\text{arrollamiento}) = h_i(\text{tubo.recto})\left(1 + 3.5\frac{d_{int}}{dc}\right) \quad \text{Ec41}$$

El coeficiente externo de transferencia de calor está determinado por las propiedades físicas del líquido y por el grado de agitación. Se calcula con la ecuación 42

$$h_o = 0.9\left(\frac{D_i N \cdot \rho}{\mu}\right)^{0.62} \left(\frac{Cp\mu}{k}\right)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) \quad \text{Ec42}$$

El término (μ/μ_w) corresponde a un factor de corrección por la diferencia existente entre la viscosidad adyacente al arrollamiento y la hallada en el seno del líquido. En fluidos poco viscosos este término equivale a uno, que es nuestro caso.

Para el uso de tubería de arrollamiento, se considera el uso de tubería de acero inoxidable AISI -304.

Con la ecuación 34 y 38 se obtiene el área de transferencia.

La tubería utilizada es de ½ in de diámetro nominal, el área específica es de 0.220 ft²/ft-lineal.

Dado que el perímetro de cada espira o hélice de arrollamiento es $= \pi \cdot dc$, el número de espiras es dado por la ecuación 42.1.

$$\# \text{ Vueltas o espiras} = A / P \quad \text{Ec42.1}$$

2.3 Dimensionamiento de equipos

2.3.1 Prelimpiador

El diseño del equipo de prelimpieza se basa en las ecuaciones presentadas por Mc Cabe y Smith.

El criterio para determinar la ecuación de velocidad terminal a utilizar está dada por:

$$K = D_p \left[\frac{a_e (\rho_p - \rho_m)}{\mu_m^2} \right]^{1/3} \quad \text{Ec43}$$

Si K es menor de 3.3 la velocidad Terminal estará dada por la ley de Stokes.

$$V_T = \frac{a_e D_p (\rho_p - \rho_m)}{18 \mu_m} \quad \text{Ec44}$$

Si K está entre 3.3 y 43.6 la velocidad Terminal estará dada por:

$$V_T = \frac{0.153 a_e^{0.71} D_p^{1.14} (\rho_p - \rho_m)^{0.71}}{\rho_m^{0.29} \mu_m^{0.43}} \quad \text{Ec45}$$

Si K está entre 43.6 y 2360 la velocidad Terminal estará dada por la ley de Newton

$$V_T = 1.74 \sqrt{\frac{a_e D_p (\rho_p - \rho_m)}{\rho_m}} \quad \text{Ec46}$$

Luego se escoge una relación longitud/altura mayor o igual a 1.5; también se

define como $\frac{L}{H} \geq \frac{V_p}{2V_t}$, donde V_p es la velocidad de la partícula. Con la altura

supuesta se calcula el tiempo de residencia:

$$T_R = \frac{H_p}{V_t} \quad \text{Ec47}$$

Luego calculamos el volumen:

$$V = Q * T_R \quad \text{Ec48}$$

y posteriormente podemos hallar las dimensiones del prelimpiador con:

$$V = L * H * Z \quad \text{Ec49}$$

2.3.2 Intercambiador de calor para precalentamiento

Los intercambiadores de doble tubo encuentran su mayor uso en donde la superficie total de transferencia requerida es pequeña, 100 a 200 pies² o menos¹⁵.

Primero iniciamos comprobando el balance de calor:

$$Q = Jlb \cdot C_{PJ} \cdot (T_2 - T_1) \quad \text{Ec50}$$

Luego hallamos el calor latente del vapor a partir de:

$$L_v = 970 * \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0.38} \quad \text{Ec51}$$

Con el valor anterior hallamos el flujo de vapor requerido para el precalentamiento

$$F_v = Q/L_v \quad \text{Ec52}$$

Calculamos la diferencia media de temperatura mediante

$$MLDT = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{Ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad \text{Ec53}$$

Por ser vapor de agua, el fluido que se utiliza para el calentamiento del jugo, es suficiente con la evaluación de las temperaturas promedios para ambos fluidos.

$$T_{PV} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad (52) \quad \text{y} \quad T_{Pj} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad \text{Ec54}$$

Se deben evaluar las viscosidades del vapor y del jugo para las temperaturas promedio

$$V_v = \frac{(31.89 + 0.4145 * T_{PV} - 8.272E - 6 * T_{PV}^2) * 0.000242}{2418.2} \quad \text{Ec55}$$

2.3.2.1 Tubo interno

Se calcula el área de flujo

$$a_p = \frac{\pi * D_{it}^2}{4} \quad \text{Ec56}$$

Se calcula la velocidad de masa mediante:

$$G_p = \frac{F_V}{a_p} \quad \text{Ec57}$$

Y el número de Reynolds

$$\text{Re}_p = \frac{G_p * D_{it}}{3600 * V_V} \quad \text{Ec58}$$

2.3.2.2 Ánulo

Se calcula el área de flujo

$$a_a = \frac{\pi * (D_2^2 - D_1^2)}{4} \quad \text{Ec59}$$

Se calcula la velocidad de masa mediante:

$$G_a = \frac{Jlb}{a_a} \quad \text{Ec60}$$

El diámetro equivalente

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \quad \text{Ec61}$$

Y el número de Reynolds

$$\text{Re}_a = \frac{G_a * D_e}{3600 * Jlb} \quad \text{Ec62}$$

2.3.2.3 Coeficientes de Película para el fluido en el ánulo

$$h_{io} = \frac{h_i * D_{it}}{D_1} \quad \text{Ec63}$$

h_i = Coeficiente de película para el fluido en el ánulo

2.3.2.3 Coeficientes globales de diseño

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} \quad \text{Ec64}$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad \text{Ec65}$$

2.3.2.4 Superficie requerida

$$A = \frac{Q}{MLDT * U_D} \quad \text{Ec66}$$

Con el área de transferencia y la superficie exterior requerida se calcula la longitud mínima requerida mediante:

$$L_{mr} = A/S_{er} \quad \text{Ec67}$$

Posteriormente se determina el número de horquillas así:

$$N_H = L_{mr}/L_{TH} \quad \text{Ec68}$$

El valor anterior del número de horquillas se aproxima al número entero superior, por lo tanto se vuelven a recalcular los valores de la longitud mínima requerida, el área de transferencia, el coeficiente global de diseño limpio y el factor de ensuciamiento permisible.

2.3.2.5 Caída de presión en el ánulo

$$D'_e = D_2 - D_1 \quad \text{Ec69}$$

$$Re'_a = \frac{D'_e * G_a}{\mu_J} \quad \text{Ec70}$$

$$V = \frac{G_a}{3600 * \rho_J} \quad \text{Ec71}$$

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re_a^{0.42}} \quad \text{Ec72}$$

2.3.2.6 Caída de presión en el tubo interior

$$\Delta F_p = \frac{4 * f * G^2 * L_H}{2 * g * \rho^2 * D} \quad \text{Ec74}$$

$$\frac{\Delta F_p \rho}{144} = \Delta P_p \quad \text{Ec75}$$

$$\Delta F_a = \frac{4 * f * G_a^2 * L_H}{2 * g * \rho_J^2 * D'_e} \quad \text{Ec76}$$

2.3.3 Clarificador

El procedimiento para el diseño de este equipo sigue una secuencia de cálculo igual al diseño del prelimpiador.

2.3.4 Filtro

Se seleccionó un filtro prensa, debido a que éstos ofrecen buen rendimiento para la filtración de los jugos de caña¹⁰.

2.3.5 Intercambiador de calor para esterilización

Se eligió esterilización continua e intercambiador tubular.

Como el calentamiento es casi instantáneo, la inyección de vapor produce un ruido violento y ofrece pocas oportunidades para el intercambio económico de calor entre las corrientes del proceso²¹. El diseño del intercambiador de calor se hace siguiendo un procedimiento similar al efectuado en el numeral 2.3.2.

Se debe tener en cuenta que resulten condiciones en que el flujo esté lo más cercano posible al ideal del flujo pistón. Ello se logra mediante un número de Peclet lo mayor posible, en general valores del número de Peclet, mayores de 1000 resultan satisfactorios

$$N_{pe} = \frac{VL}{D} \quad \text{Ec77}$$

D depende del número de Reynolds y se puede considerar que para valores mayores que 10^4 $\frac{D}{Vd} = 0.3$

2.3.6 Intercambiador de calor para enfriamiento

El procedimiento para el diseño de este equipo sigue una secuencia de cálculo igual al presentado en el numeral 4.2.

2.3.7 Fermentador

El fermentador se construye en acero inoxidable, el cálculo para el diámetro se puede escoger al criterio del diseñador y según el espacio disponible para la planta piloto.

Se diseñó el fermentador para un sólo impulsor, teniendo en cuenta que al aumentar el número de impulsores aumentará su altura, si además de ser continuo también se puede operar en batch, lo que facilitará su limpieza y mantenimiento.

El volumen del fermentador es de 1600 litros lo que hace necesario el diseño de un serpentín, que se ubicará en la parte interna de éste. El diámetro se calculó con una relación de H/D 1:1 con la ecuación 78.

$$V_F = \frac{\pi D_T^2 h}{4} \quad \text{Ec78}$$

D_i = Diámetro del agitador (m)

$$D_i = \frac{D_T}{3}$$

Ec79

2.3.7.1 Impulsores

Los impulsores serán cuchillas planas tipo Roushton, por lo que sus dimensiones estandarizadas se calculan con las ecuaciones 80, 81, 82 y 83.

$$D_d = \frac{2D_i}{3} \quad \text{Ec80}$$

$$A_i = \frac{D_i}{5} \quad \text{Ec81}$$

$$L_i = \frac{D_i}{4} \quad \text{Ec82}$$

$$N_b = 4 \quad \text{Ec83}$$

Se necesita que un impulsor o impulsores, estén ubicados estratégicamente dentro del fermentador.

$$H_a = 1.0D_i \quad \text{Ec84}$$

$$H_b = 2D_i \quad \text{Ec85}$$

Cuando el fluido tiene características Newtonianas (semejantes al agua) es de esperar que en el fermentador se tenga un perfil turbulento, por ésto se asume $N_p=6$.

Para hallar la potencia requerida por un sólo impulsor P_o se utiliza ecuación 86. Donde $N = 2.5$ rps.

$$P_o = N_p N^3 D_i^5 \rho \quad \text{Ec86}$$

Para instalaciones donde existen más de 2 impulsores, la potencia total queda determinada por la ecuación 87:

$$P_{o-TOTAL} = 0.92P_o + 0.8P_o \quad \text{Ec87}$$

No es necesario el 0.8 P_o , porque no se tiene un segundo impulsor.

2.3.7.2 Cálculo del diámetro del eje

Según Ramsey, 1976 la función principal del eje es transmitir torque desde el motor a los impulsores, pero existen otras funciones como el de soportar el peso de éstos.

Existirá un valor máximo para el torque (τ_{\max}) el cual será transmitido por el eje de agitación por encima del impulsor superior y se calcula con la ecuación 87. Es por esto que los accesorios de sellamiento son insignificantes.

Se considera que el primer cojinete del sello se encuentra a 2.6 cm por encima de la altura total de la unidad de mezclado (posición crítica para el diseño) y para la velocidad de rotación máxima ($N = 150.rpm$).

$$\tau_{\max} = \sum \frac{63025 P_{o-Total}}{N} \quad \text{Ec87}$$

El momento máximo (M_{\max}), es la suma del producto de la fuerza hidráulica y la distancia para cada impulsor al primer cojinete y se calcula con la ecuación 88.

$$M_{\max} = \sum \frac{19000 P_{o-Total} L_{ic}}{N D_i} \quad \text{Ec88}$$

Como el torque y el momento tienen una acción simultánea se podrán combinar al mismo tiempo con el esfuerzo de corte (σ_s) y el esfuerzo de tensión (σ_t).

En operaciones normales se recomienda $\sigma_s = 6000\text{psi}$ y $\sigma_t = 10000\text{psi}$.

Con las ecuaciones 89 y 90 se calcula el diámetro del eje y se escoge el diámetro mínimo que será el mayor entre d_s y d_t .

$$d_s = \left(\frac{16\sqrt{\tau_{\max}^2 + M_{\max}^2}}{\pi\sigma_s} \right)^{1/3} \quad \text{Ec89}$$

$$d_t = \left(\frac{16M_{\max} + \sqrt{\tau_{\max}^2 + M_{\max}^2}}{\pi\sigma_t} \right)^{1/3} \quad \text{Ec90}$$

2.3.8 Columna de recuperación de etanol, columna despojadora y columna de livianos

El dimensionamiento de estas columnas se llevó a cabo usando la utilidad de Hysys, Tray sizing. Se seleccionaron columnas empacadas ya que éstas son las adecuadas para columnas de diámetros menores a 1 ft¹².

La correlación de Robbins fue usada para predecir la caída de presión y la retención del líquido.

El factor de altura HETP que usa Hysys es el proporcionado por los fabricantes de empaques¹³.

2.3.9 Condensador de columna de livianos

Se seleccionó el intercambiador de carcaza y tubo. El procedimiento de diseño es el siguiente¹⁵:

Condiciones de proceso:

Fluido caliente: $T_1, T_2, W, C, s, \mu, k, R_d, \Delta P$

Fluido frío: $t_1, t_2, w, c, s, \mu, k, R_d, \Delta P$

(1) Balance de calor

$$Q = WC(T_1 - T_2) = wc(t_2 - t_1) \quad \text{Ec91}$$

(2) Diferencia verdadera de temperatura: se estimó mediante la simulación hecha en Hysys.

(3) Temperaturas calóricas, T_C y t_C

Prueba 1:

Para el intercambiador:

(a) Se supone un valor tentativo de U_D y se calcula la superficie

$$A = Q/U_D \Delta t. \quad \text{Ec92}$$

Es mejor suponer U_D bastante alto que demasiado bajo, ya que esta práctica asegura llegar a la mínima superficie. Se determina el correspondiente número de tubos usando tablas o por geometría.

(b) Se supone un número plausible de pasos en los tubos para la caída de presión permitida, se selecciona el intercambiador que tenga el número de tubos más aproximado a éstos usando las tablas.

(c) Se corrige el valor tentativo de U_D a la superficie correspondiente al número actual de tubos que deba contener la carcasa.

El cálculo para los coeficientes de película deberá empezar en el lado de los tubos. Si el coeficiente de película del lado de los tubos es relativamente mayor que U_D y la caída de presión permitida está razonablemente satisfecha y no excedida, el cálculo puede procederse del lado de la carcasa. Siempre que se altere el número de pasos en los tubos, la superficie en la coraza también se altera cambiando el valor de A y U_D .

Fluido carcasa:

(4') Se supone un espaciado plausible de los deflectores para la caída de presión permitida.

Area de flujo,

$$a_s = DI * C'B/144P_T \text{ m}^2$$

Ec93

(5') Velocidad Másica,

Fluido tubos:

(4) Área de flujo, a_t : Área de flujo por tubo a'_t

De la Tabla 10, Ref. 15

$$a_t = N_t a'_t / 144n \text{ ft}$$

Ec97

DI deberá obtenerse de la Tabla 10, Ref. 15.

(5) Velocidad Másica,

$G_s = W/a_s \text{ kg}/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$.	Ec94	$G_t = w/a_t \text{ kg}/(\text{h} \cdot \text{m}^2)$	Ec98
(6') $Re_s = D_e G_s / \mu$	Ec95	(6) $Re_t = D G_t / \mu$	Ec99
Obtener D_e de la Fig. 28 o calcular de la Ec. (7.4) de Ref. 15.		Obtener D de la Tabla 10, Ref. 15.	
Obtener μ a T_C		Obtener μ a t_c .	
(7') j_H de la Fig. 28, Ref. 15.		(7) j_H de la Fig. 24, Ref. 15.	Ec100
(8') A T_C se obtiene $c \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ y $k(c\mu/k)^{1/3} \text{ kJ}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{m})$		(8) A t_c obtener $c \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ y $k(c\mu/k)^{1/3} \text{ kJ}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{m})$	
(9') $h_o = j_H k (c\mu/k)^{1/3} / D_o$	Ec96	(9) $h_i = j_H k (c\mu/k)^{1/3} / D$	Ec101
Se comprueba la caída de presión. Si no es satisfactoria, se supone un nuevo espaciado de los deflectores.		(10) $h_{io} = h_i * (D_i / D_e)$	Ec102
		Se comprueba la caída de presión. Si no es satisfactoria, se supone un nuevo arreglo de pasos.	

Caída de Presión

(1') Para Re_s en (6') obtener f (Fig. 29), Ref. 12.		(1) Para Re_t en (6) obtener f (Fig. 26), Ref. 15.	
(2') Número de cruces, $N + 1 = 12 L/B$		(2) $\Delta P = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 * 10^{10} D_s}$	Ec104
$\Delta P = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 * 10^{10} D_e s}$	Ec103		

Si ambos lados son satisfactorios para coeficientes de película y caída de presión, la prueba y error debe darse por concluida.

(13) Coeficiente total limpio U_C :

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} \quad \text{Ec105}$$

(14) Factor de obstrucción, R_d : U_D se obtuvo en (c) arriba.

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} \quad \text{Ec106}$$

2.3.10 Bombas

Para la selección de las bombas se debe estimar la cabeza o carga total de la bomba mediante:

$$H = \text{carga estática} + \text{carga de presión} + \text{carga de fricción} \quad \text{Ec107}$$

Se procede a calcular la cabeza de succión positiva de la bomba (NPSH), la cual depende de la naturaleza del fluido que se esté bombeando, la tubería de succión, la ubicación del depósito del fluido y la presión aplicada al fluido en el depósito. Ésto puede expresarse como:

$$NPSH = h_{sp} \pm h_s - h_f - h_{vp} \quad \text{Ec108}$$

Donde:

h_{sp} = Cabeza de presión estática (absoluta) aplicada al fluido(m)

h_s = Diferencia de elevación desde el nivel del fluido en el depósito hacia la entrada de la bomba (m)

h_f = Pérdida por fricción en la tubería de succión (m)

h_{vp} = Presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo (m)

Con estos dos valores se tienen criterios de selección para la selección de las bombas.

2.3.11 Sopladores para impulsar los gases en las columnas de recuperación de etanol y de livianos

Para seleccionar estos equipos primero se debe calcular la caída de presión a través de cada una de las columnas, en nuestro caso este dato se obtuvo de la simulación en Hysys version 3.1. La potencia necesaria del soplador es igual a:

$$P = \frac{\Delta P * V_{gas}}{\rho_{gas}} \quad \text{Ec109}$$

Donde:

P = Potencia del ventilador

ΔP = Caída de presión en la columna (Pa)

V_{gas} = Velocidad del gas (m/s)

ρ_{gas} = densidad del gas (kg/m³)

Luego con una eficiencia estimada para el motor del ventilador calculamos la potencia requerida por éste.

3. REPORTE DE DISEÑO

El presente capítulo describe la ruta del proceso de producción de bioetanol, desde que se inicia con la molienda de caña hasta la recuperación del etanol con la composición deseada.

3.1 Diagrama de flujo y descripción del proceso

El proceso consta de las siguientes etapas: Molienda, Clarificación, filtración, acidificación, esterilización, enfriamiento, fermentación, recuperación de etanol y destilación.

El diseño propuesto se puede observar en la figura 3.1. La caña de azúcar es alimentada al molino (CM-1) con esta operación se obtiene un jugo o guarapo crudo como producto principal y bagazo húmedo. El jugo extraído de la caña en los molinos pasa a un prelimpiador (C-1), donde se eliminan las impurezas de gran tamaño y las partículas insolubles en el jugo, El jugo proveniente del prelimpiador se hace pasar por un intercambiador de calor (E-1), donde se calienta hasta una temperatura de 85 °C; Este jugo pasa a un clarificador (C-2) que consta de dos cámaras, en la primera se adiciona 1.5 ml de lechada por litro de jugo y en la segunda cámara se debe agregar la solución de balse, con un volumen de 2 ml por cada litro de jugo³. La cachaza sobrenadante en la segunda cámara se elimina de forma manual. El jugo clarificado es filtrado (FP-1) y posteriormente se le adiciona ácido sulfúrico en el tanque de acidificación (V-1) para ajustar su pH a 4.8 aproximadamente. El jugo acidificado pasa a un intercambiador (E-2) donde se esteriliza a 110 °C y luego es enfriado (E-3) con agua hasta 30 °C, para seguir al fermentador (R-1) ya inoculado donde su tiempo de residencia es aproximadamente 33 horas. (Ver datos experimentales, Apéndice C, tabla C.1) La

temperatura dentro del fermentador se mantiene en 30 °C con un serpentín por el que circula agua como medio refrigerante. El CO₂ resultante de la fermentación arrastra una pequeña cantidad de etanol, es por ésto que se conduce a una columna de absorción (T-1) donde se recupera el etanol arrastrado, esta corriente puede ser usada en alguna sección de la planta donde se requiera diluir el jugo. El medio proveniente de los fermentadores pasa a una columna desorbedora (T-2), donde ocurre transferencia de materia de los componentes más volátiles hacia el vapor; las vinazas provenientes del fondo de la columna desorbedora, precalientan el medio entrante a la misma columna. El gas enriquecido en los componentes más volátiles pasa a una columna de livianos (T-3) en la cual se concentra el etanol y se obtiene el producto final el cual es de composición 0.11 molar de etanol y 0.88 molar de agua, los fondos de esta columna son recirculados a la columna desorbedora (T-2) para recuperar el etanol contenido en esta corriente.

Para observar los resultados obtenidos del balance de masa y energía detalladamente, ver apéndice A.

Corrientes	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Temperatura (°C)	25	25	25	25	121	85	25	25	25	82	82	82	25	82	121	110	25	30	30
Presión(atm)	1	1	1	1	2	1	1	1	1	1	2.9	1	1	1	2	1	1	1	1
Flujo másico (kg/h)	80	53.9	0.098	53.8	5.5	53.8	0.083	1	0.03	51.2	0.012	51	7E-5	51	2.4	51	180	51.3	3.1

Corrientes	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35
Temperatura (°C)	30	30	30	22	30	30	70	67.2	100	75.5	98.4	121	98.4	52.4	52.4	52.4
Presión (atm)	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Flujo másico (kg/h)	3	3	3	1800	51.3	47.8	47.8	58.7	58.7	58.6	10.7	24	24	615.6	6.1E-2	13.1

Tabla 3.1 Balance de masa para el diagrama de flujo de la figura 3.1

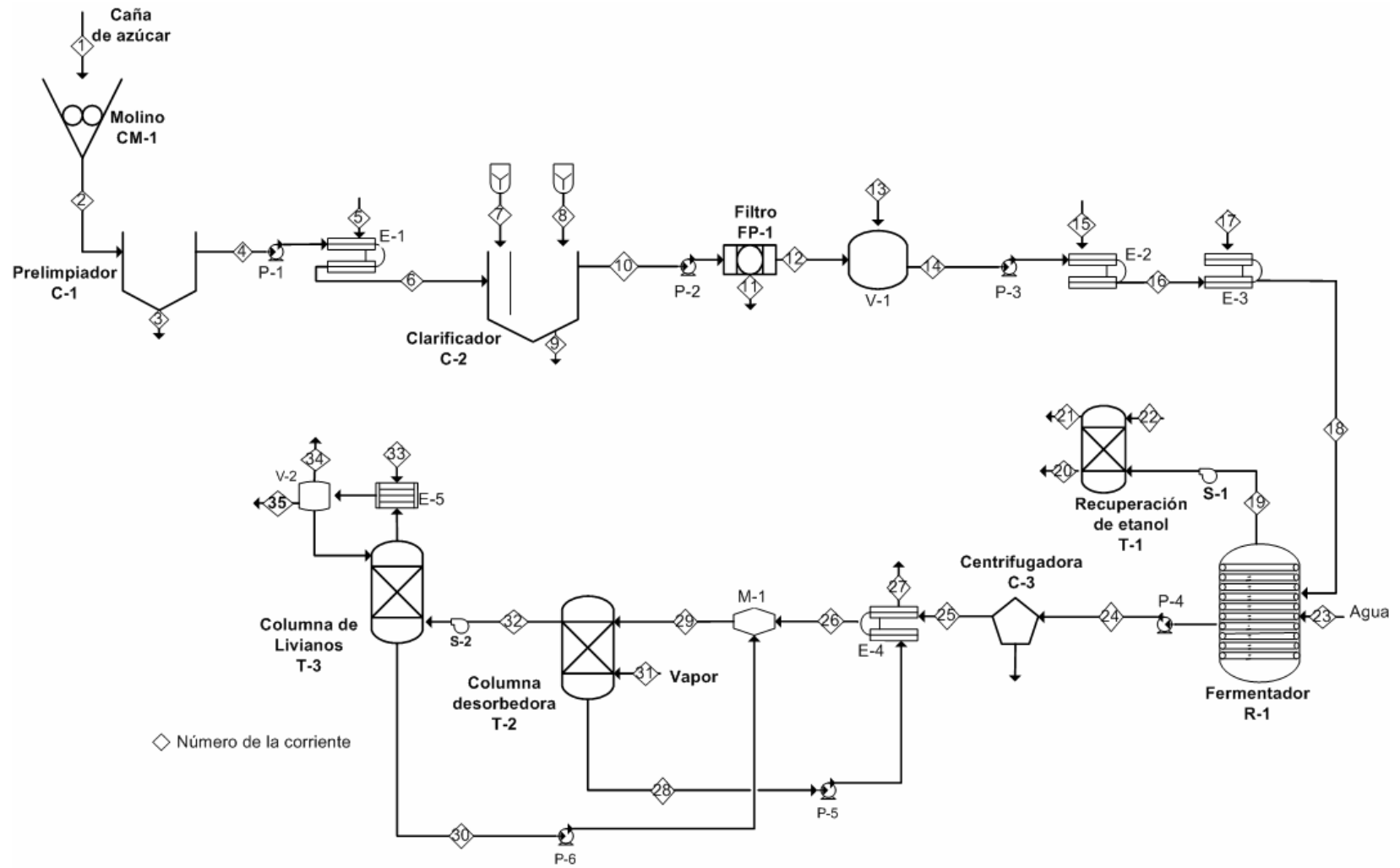


Figura 3.1 Diagrama de flujo planta piloto para la producción de bioetanol

3.2 Hoja de especificaciones de equipos

Esta información es útil para guiar en la construcción y compra de los equipos.

Las hojas dan las especificaciones preliminares de cada una de las unidades de proceso del diagrama de flujo (Ver figura 3.1).

En el Apéndice B se presentan las hojas de especificación de los principales equipos de la planta piloto de producción de bioetanol.

3.3 Estimación preliminar de costos de equipos

Los costos preliminares de los equipos se estimaron mediante: Cotización a empresas especializadas en la construcción de equipos industriales en la ciudad de Bucaramanga y mediante el programa CAPCOST²⁹, éstos pueden ser vistos en la tabla 3.1.

EQUIPOS	COSTO DE EQUIPOS
Molino y motor para accionarlo (CM-1)	6.000.000
Prelimpiador(C-1)	214.370
Intercambiador de calor(E-1)	1.939.000
Clarificador(C-2)	428.740
Filtro (FP-1)	1.900.000
Tanque para acidificación(V-1)	500.000
Intercambiador de calor(E-2)	1.939.000
Intercambiador de calor(E-3)	2.049.500
Fermentador(R-1)	33.000.000
Centrifugadora(C-3)	18.000.000
Columna de recuperación de etanol(T-1)	2.596.000
Intercambiador de calor (E-4)	2.092.000
Columna desorbedora (T-2)	3.248.000
Columna de livianos(T-3)	1.587.587
Condensador columna de livianos(E-5)	7.955.000
Bombas (P-1,P-2,P-3,P-4,P-5,P-6)	43.239.000
Sopladores (S-1, S-2)	1.000.000
TOTAL	127.688.108

Tabla 3.2 costo de equipos de la planta piloto para la producción de bioetanol

3.4 Inversión de capital

El capital de inversión total para la planta piloto es la suma del costo instalado de toda la maquinaria y equipos, junto con los costos de los terrenos y las edificaciones. Además de esto, se tienen en cuenta los costos indirectos tales como depreciación, impuestos, seguros, entre otros. Los costos de capital fijo se resumen en la tabla 3.2.

INVERSIÓN DE LA PLANTA	Costos(pesos)
Maquinaria y equipos (M y E)	127.688.108
Edificaciones	15.450.000
1. Total Inversión de la Planta	143.138.108
Gastos Conversión Indirecta (IDCE)	
Depreciación (10% M Y E)	12.768.810
Depreciación (5 % Edificios)	772.500
Impuestos (1,5% de M y E + Edif.)	2.147.071
Seguros (2% M y E + Edificios)	2.862.762
IDCE Controlables (15-30% DCE)	9.931.063
2. Total Gastos Conversión Indirecto	28.482.207
3. Total Capital de Inversión (1+2)	171.620.315

Tabla 3.3 Capital de inversión total para la planta piloto

El costo total de inversión aproximado, para la construcción de la planta piloto, como se muestra en la Tabla 3.2, es de 171 millones de pesos.

3.5 Análisis económico

Para poder hacer el análisis económico del proyecto de producción de bioetanol se tuvieron en cuenta los costos directos de conversión, tales como, servicios industriales y mano de obra y los costos indirectos de conversión como impuestos y depreciación.

Para calcular los costos de manufactura y de operación de la planta piloto para la producción de hidrógeno, se estima que la planta operará de manera continua 5 días por semana, lo que equivale a 260 días al año o 6240 horas al año. Los resultados se resumen en la Tabla 3.3.

COSTO DE MANUFACTURA					
1. Producto:	Mezcla etanol-agua para la producción de hidrógeno				
2. Velocidad de producción	82043 kg por año de <u>260</u> días				
3. Localización de la planta.	Laboratorio Pilas de Combustible Guatiguará, Piedecuesta (Santander)				
4. Inversión de la planta:					
Maquinaria y equipos (M y E)				\$	127.688.108
Edificaciones					15.450.000
	Unidad	Cantidad	Costo por	Acometida	Costo por Unidad
5. Materias Primas		por año	Unidad \$	\$/año	de Producto
Cal	kg	517,92	480	248.601,6	3,03
Balso	kg	6.240	1.000	6.240.000	76,05
Levadura	kg	76,8	17.700	1.359.360	16,56
Nutrientes para fermentación	kg	905	16.600	15.023.000	183,11
Caña	kg	499.200	50	24.960.000	304,23
Ácido sulfúrico	kg	0,489216	522	255,37	0,0031
Costo Neto de la Materia Prima				47.831.216,97	583
6. Gasto De Conversión Directa (DCE)					
Mano de Obra Directa (D.L.)	man-hr	6.240	2.916	18.195.840	221,78
Supervisión		3.120	4.166	12.997.920	158,42
Cargos a la Nómina (40%)				12.477.504	152,08
Servicios Industriales					
Vapor	kg	199.680	16,55	3.304.704	40,28
Energía eléctrica	kwh	49,87	252,85	12.610,52	0,15
Agua de enfriamiento	kg	16.199.040	0,716	11.598.512,64	141,37
Reparaciones (2-10% de M y E)				6.384.405,4	77,81
Suministros de Fabrica (0.5-1%)				1.276.881,08	15,56
Total Gastos Conversión Directa				66.248.377,65	807,48
7. Gastos Conversión Indirecta (IDCE)					
Depreciación (10% M y E)				14.313.810,8	174,46
Depreciación (5 % Edificios)				772.500	9,41
Impuestos (1,5% De M y E + Edif)				2.147.071,62	26,17
Seguros (2% M y E + Edificios)				2.862.762,16	34,89
IDCE Controlables (15-30% Dce)				9.937.256,647	121,12
Total Gastos Conversión Indirecto				30.033.401,23	366,06
8. Costos Brutos de Conversión (Ítems 6+7)				96.281.778,88	1.173,55
9. Costos Brutos de Manufactura (Ítems 5+8)				144.112.995,8	1.756,55
11. Costo Total de Manufactura (Ítem 9)				144.112.995,8	1.756,55

Tabla 3.4 Resumen costos de manufactura

3.6 PROBLEMAS AMBIENTALES

Durante la operación de la planta se obtienen subproductos, los cuales pueden ser utilizados con diversos fines, tales como:

Bagazo: es utilizado para obtener bioetanol o energía mediante su combustión.

Cachaza: se utiliza para alimentación animal.

Dióxido de carbono: utilizado en industrias de refrescos y material anticombustión.

Levadura: utilizada para alimentación animal y parte de ella se recircula cuando se poseen dispositivos de manipulación confiables.

Vinazas: utilizadas como fertilizantes, alimento para animales, producción de biomasa y parte de éstas se pueden recircular nuevamente al proceso.

4. CONCLUSIONES

Se diseñó una planta piloto que opera en continuo, para producir una mezcla etanol-agua con un flujo másico de 13 kg/h y una composición de 0.11 moles de etanol y 0.88 moles de agua. Este producto se suministrará a la planta piloto de producción de hidrógeno, el cual se alimentará a una pila de combustible que genere 10 kw.

Los equipos de proceso diseñados permiten que su construcción sea relativamente sencilla y que puedan ser elaborados en industrias locales, para efectuar el montaje de la planta, exceptuando ciertos equipos que manipulan los microorganismos para recircularlos nuevamente al proceso.

En la ruta escogida del proceso de producción de bioetanol, el fermentador tiene un diseño particular para una operación eficiente. Su diseño permite la aireación cuando éste lo requiera.

La planta piloto diseñada tiene características de ser versátil, ya que puede operarse en continuo o en discontinuo. Lo que implicaría diversos procesos experimentales.

La planta piloto es parte de un sistema de experimentación, que permite hacer investigación de pilas de combustible que funcionan con hidrógeno producido a partir de bioetanol.

5. RECOMENDACIONES

Dada la complejidad de la cinética de los microorganismos y de la dificultad para escalabilizar a partir de los coeficientes de transferencia de masa (K_{la}), se hace necesaria la construcción de un laboratorio de biotecnología para generar información propia para futuros estudios.

Es importante abordar el modelamiento de estos procesos biotecnológicos porque permitirán predecir cambios propios de cada microorganismo utilizado a partir de información obtenida en laboratorios propios de la escuela de ingeniería química para reducir costos en materia prima, microorganismos y reactivos utilizados en los procesos.

La escuela de ingeniería química cuenta con equipos para la experimentación acerca de destilación de mezclas multicomponentes, por lo tanto se debería impulsar el desarrollo de proyectos de este tipo.

Es necesario la adquisición de textos y software de procesos biotecnológicos para motivar e impulsar proyectos de pregrado con el respaldo de la escuela de ingeniería química.

Efectuar la integración energética de la planta para producir bioetanol y la planta para producir hidrógeno.

BIBLIOGRAFIA

1. ACERO VARGAS, Osman Leandro y PACHECO RENGIFO, Guerly Herley. Elaboración de las fichas técnicas de las disoluciones mucilaginosas de balso, cadillo y guasimo: aglutinantes en el proceso de clarificación de jugos de caña. Tunja 2001. Trabajo de grado para optar el título de Químico de Alimentos. Universidad Pedagógica y Tecnológica de Colombia. Escuela de Química de Alimentos.
2. AIBA, Shuichi; HUMPHREY E. Arthur y MILLIS F. Nancy. BIOCHEMICAL ENGINEERING. 2 ed. Japón: ACADEMIC PRESS, 1973.
3. BAILEY, Janies E, OLLIS David F. Biochemical Engineering Fundamentals. Segunda edición. MacGraw-Hill. 1986.
4. Biotecnología para Ingenieros. Sistemas Biológicos en procesos tecnológicos. Editorial limusa. México. 1996.
5. BJORN K. Lyderslon, KIM L. Nelson. Bioprocess Engineering and Facilities. Editorial Jhon Wией & Sonc. 1994
6. CABALLERO, Malaver Alan Farith y JARAMILLO Vargas Carlos Alberto. Diseño de una planta piloto para la producción de hidrogeno a partir de bioetanol para pilas de combustible. Bucaramanga 2004. Trabajo de grado para optar el título de Ingeniero Químico. UIS. Escuela de Ingeniería química.
7. CALATRAVA Gonzáles S. F., CAMACHO Rubio F., MARTINEZ Nieto L. y RODRIGUEZ Vives S.F. Fermentación etanolica continua anaeróbica con saccharomyces cerevisiae resistente al alcohol. En: Anales de química. Vol.89. 1993.
8. CIFUENTES C, Nelsy Blanca. Diseño de un fermentador a escala miniplanta. Universidad Nacional de Colombia. 1989. Bogota.
9. CHEN, J. Manual del Azúcar de Caña. 1 ed. México; Editorial Limusa, 1991.

10. GALINDO MORALES, Yovanis y GODIN CUADRADO, Milton Ramón. Estudio técnico y económico de medios filtrantes para mejorar la calidad de la panela. Bucaramanga 1992. Trabajo de grado para optar el título de Ingeniero Químico. UIS. Escuela de Ingeniería química.
11. GARNICA BUITRAGO, Edilson. Influencia del pH en la limpieza de los jugos para la producción de panela. Bucaramanga 2001. Trabajo de grado para optar el título de Ingeniero Químico. UIS. Escuela de ingeniería química.
12. HENLEY, Ernest J y SEADER J, D. Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería química. Editorial Reverte, S.A., 1988.
13. Hysys Version 3.1 Documentation. Simulation Basis. Hyprotech. (2002)
14. HONIG, Pieter. Principios de tecnología azucarera. Editorial Continental S.A., Tomo 1. 1968
15. KERN, Donald. Procesos de transferencia de calor. Compañía editorial continental. México, 2001.
16. KLIBANSKY, Miriam. GONZALEZ, Leonel Agustina, PLAZA, Mayra y VERDECIA Olga. Evaluación de diferentes métodos de tratamiento de jugo de caña para la producción de alcohol. Revista Icidca. Vol XIX N° 3, 1985.
17. LEVENSPIEL, Octave. Longitudinal mixing of fluids flowing in circular pipes. Industrial and engineering chemistry. Volume 50, Number 3. March 1958.
18. LEWIN, Daniel R, SEADER, J.D. y SEIDER, Warren D. Process design principles. New York: John Wiley and sons, 1999.
19. MAGARA GÓMEZ, Kento. SANDOVAL FERREIRA, Carina Yazmín y URDINOLA GÓMEZ Diego. Diseño de un sistema continuo de control para las torres de destilación del laboratorio de operaciones unitarias I de la escuela de ingeniería química. UIS. Escuela de ingeniería química. Bucaramanga. 1998.
20. MOTT, Robert L. Mecánica de los fluidos aplicada. México. Prentice-Hall Hispanoamericana, S.A., 1996.

21. PERRY, Chilton. Manual del ingeniero químico. Tercera edición. Editorial McGraw-Hill. México, 1996.
22. PIÑEROS R, Diego, Zuluaga C Álvaro. Diseño, Construcción y puesta en marcha de un microfermentador. Universidad Nacional de Colombia. 1985. Bogota.
23. QUINTERO RAMIREZ, Rodolfo. Ingeniería Bioquímica. Editorial Alhambra-Mexicana. México, 1981.
24. RUIZ VANEGAS, Carlos A. Estudio del efecto del pH sobre la clarificación de jugo de tres materiales de caña mediante el uso de cal y bicarbonato de sodio como agentes alcalinizantes.
25. SPENCER, M. Cane Sugar Handbook. New Cork. J., Willey, 1963.
26. WILCHES, Héctor David y PORRAS MATEUS, Milton German. Diseño de una planta portátil para la producción de panela y su simulación. UIS. 1989.
27. Tercer curso latinoamericano de biotecnología y Octavo curso internacional de ingeniería bioquímica. Universidad católica de Valparaíso. Valparaíso, agosto 7 a 19 de 1988. (Ubicación 660.6 c977t)
28. TREYBAL, Robert E. Operaciones de transferencia de masa. Mc Graw-Hill. México, 1988.
29. Turton Richard et al. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes, Prentice Hall, USA, (1998)

APENDICES

APENDICE A. BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

A.1 Balance de masa

BALANCE DE MASA EN EL MOLINO (CM-1)	
Cantidad de caña procesada (kg/h)	500
Porcentaje de extracción	67
Concentración de los jugos(Brix)	20
Cantidad de jugo extraído(kg/h)	337

Tabla A.1 Balance de masa en el molino

BALANCE DE MASA EN EL PRELIMPIADOR (C-1)	
Porcentaje de sólidos insolubles contenidos en el jugo	0.26
Sólidos contenidos en el jugo(kg/h)	0.87
Eficiencia del prelimpiador	70
Sólidos retenidos en el prelimpiador (kg/h)	0.61
Jugo libre de bagacillo (kg/h)	337

Tabla A.2 Balance de masa en el prelimpiador

BALANCE DE MASA EN EL MEZCLADOR – CLARIFICADOR(C-2)	
Cantidad de lechada de cal (kg/h)	0.52
Concentración de la lechada de cal(Be)	15
Densidad de la lechada de cal (kg/m ³)	1116
Cachaza retirada (kg/h)	23.6
Solución de balso (kg/h)	6.23
Sólidos retenidos en el clarificador (kg/h)	0.18
Jugo clarificado (kg/h)	320

Tabla A.3 Balance de masa en el mezclador-clarificador

BALANCE DE MASA EN EL FILTRO(FP-1)	
Sólidos retenidos en el filtro (kg/h)	0.07
Porcentaje de retención de sólidos insolubles (kg/h)	0.95
Jugo después de filtrado (kg/h)	320
Jugo clarificado (kg/h)	320

Tabla A.4 Balance de masa en el filtro

BALANCE DE MASA EN LA ACIDIFICACION (V-1)	
pH inicial del jugo	5.8
Volumen de ácido adicionado (l/h)	1
Concentración del ácido (moles/l)	0.01
pH final del jugo	4.5
Densidad del jugo(kg/m ³)	1080
Flujo volumétrico del jugo(l/h)	296
Flujo másico del jugo (kg/h)	321

Tabla A.5 Balance de masa en la acidificación

BALANCE DE MASA EN LA FERMENTACIÓN (R-1)	
Tasa de dilución(h ⁻¹)	0.027
Flujo másico entrada y salida (Kg / h)	51.3
Velocidad consumo de sustrato (Kg/l-h)	0.0048
Productividad (Kg de etanol/l-h)	0.00217
Flujo volumétrico de aire (m ³ /s)	0.04
Flujo másico de agua en el serpentín (Kg/s)	0.5

Tabla A.6 Balance de masa en la fermentación

BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DE RECUPERACIÓN DEL ETANOL(T-1)				
Corriente	19	20	21	22
Temperatura (°C)	30	31.5	26.74	100
Presión (atm)	1	1	1	101.32
Flujo másico	3.11	3.06	3.05	3
Fracción molar de etanol	0.016962	0.007159	0.000364	0
Fracción molar de agua	0.040865	0.992332	0.034658	1
Fracción molar de CO ₂	0.942121	0.000489	0.964974	0
Fracción molar de metanol	0.000013	0.000005	0	0
Fracción molar de ácido acético	0	0	0	0
Fracción molar de 1-propanol	0.000010	0.000004	0.000001	0
Fracción molar de 2-propanol	0.000009	0.000004	0.000001	0
Fracción molar de 1-butanol	0.000006	0.000002	0.000001	0
Fracción molar				0
Fracción molar de 2-pentanol	0.000006	0.000002	0.000001	0
Fracción molar de Glycerol	0	0	0	0

Tabla A.7 Balance de masa en la columna de recuperación del etanol

BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DESORBEDORA (T-2)				
Corriente	31	29	32	28
Temperatura (°C)	121.31	75.5	98.4	100
Presión (kpa)	206.84	101.32	101.32	101.32
Flujo másico	24	58.67	23.9	58.7
Fracción molar de etanol	0	0.023102	0.059737	0
Fracción molar de agua	1	0.976399	0.938992	1
Fracción molar de CO ₂	0	0.000423	0.001094	0
Fracción molar de metanol	0	0.000024	0.000061	0
Fracción molar de ácido acético	0	0.000003	0.000004	0
Fracción molar de 1-propanol	0	0.000008	0.000019	0
Fracción molar de 2-propanol	0	0.000008	0.000020	0
Fracción molar de 1-butanol	0	0.000005	0.000014	0
Fracción molar	0			0
Fracción molar de 2-pentanol	0	0.000004	0.000011	0
Fracción molar de Glycerol	0	0.000006	0	0

Tabla A.8 Balance de masa en la columna desorbedora

BALANCE DE MASA EN EL INTERCAMBIADOR (E-4)				
Corrientes	25	26	27	28
Temperatura (°C)	30	70.4	67.1	100
Presión (kpa)	101.32	101.32	101.32	101.32
Flujo másico	47.8	47.8	58.7	58.7
Fracción molar de etanol	0.027183	0.027183	0.000005	0.000005
Fracción molar de agua	0.972206	0.972206	0.999988	0.999988
Fracción molar de CO ₂	0.000521	0.000521	0	0
Fracción molar de metanol	0.000027	0.000027	0	0
Fracción molar de ácido acético	0.000003	0.000003	0.000002	0.000002
Fracción molar de 1-propanol	0.000009	0.000009	0	0
Fracción molar de 2-propanol	0.000009	0.000009	0	0
Fracción molar de 1-butanol	0.000007	0.000007	0	0
Fracción molar	0.000005	0.000005	0	0
Fracción molar de 2-pentanol	0.000005	0.000005	0	0
Fracción molar de Glycerol	0.000007	0.000007	0.000005	0.000005

Tabla A.9 Balance de masa en el intercambiador

BALANCE DE MASA EN LA COLUMNA DE LIVIANOS (T-3)				
Corriente	32	34	35	30
Temperatura (°C)	98.4	52.373	52.373	98.4
Presión (kpa)	101.32	101.32	101.32	101.32
Flujo másico	23.9	0.0614	13.148	10.751
Fracción molar de etanol	0.059737	0.121901	0.111100	0.005615
Fracción molar de agua	0.938992	0.126325	0.888249	0.994367
Fracción molar de CO ₂	0.001094	0.751511	0.000323	0
Fracción molar de metanol	0.000061	0.000102	0.000111	0.000009
Fracción molar de ácido acético	0.000004	0.000001	0.000005	0.000003
Fracción molar de 1-propanol	0.000019	0.000043	0.000037	0.000001
Fracción molar de 2-propanol	0.000020	0.000056	0.000037	0.000001
Fracción molar de 1-butanol	0.000014	0.000016	0.000027	0
Fracción molar				
Fracción molar de 2- pentanol	0.000011	0.000020	0.000022	0
Fracción molar de Glycerol	0	0	0	0

Tabla A.10 Balance de masa en la columna de livianos

A.2 BALANCE DE ENERGIA

BALANCE DE ENERGÍA EN EL INTERCAMBIADOR (E-1)	
T ₁ (°C)	24
T ₂ (°C)	85
L _S (Kcal/Kg)	525.3
Jlb(Kg/h)	336.6
C _{PJ} (Kcal/Kg*°C)	0.88
F _V (kg/h)	34.4

Tabla A.11 Balance de energía en el intercambiador

BALANCE DE ENERGÍA EN EL MEZCLADOR(C-2)	
E_e (kcal/h)	18068
Gr	4.97E9
Pr	0.34
hm	1.65
T_f (°C)	82

Tabla A.12 Balance de energía en el mezclador

BALANCE DE ENERGÍA EN EL INTERCAMBIADOR (E-2)	
T_3 (°C)	82
T_4 (°C)	110
L_s (Kcal/Kg)	525.3
J_f (Kg/h)	321.2
C_{PJ} (Kcal/Kg*°C)	0.88
F_{Ve} (kg/h)	15

Tabla A.13 Balance de energía en el intercambiador

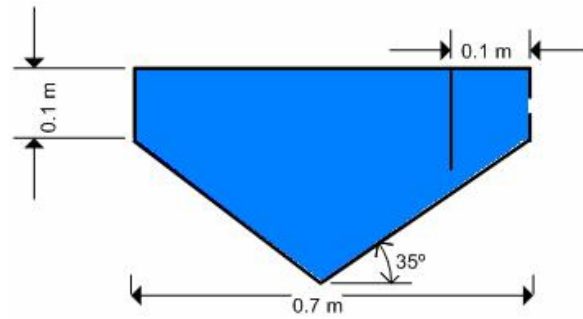
BALANCE DE ENERGÍA EN EL FERMENTADOR (R-1)	
Calor desprendido en la fermentación (Nm/s)	4019.328
Calor generado por la agitación (Nm/s)	0.00085
Calor acumulado (Nm/s)	0
Calor por radiación (Nm/s)	71.909
Calor retirado (Nm/s)	3947.4
Coefficiente de transferencia h_i (N-m/m ² -s-K)	26540
Coefficiente de arrollo h_{ia} (N-m/m ² -s-K)	28600.97
Coefficiente de transferencia h_{io} (N-m/m ² -s-K)	16650.31
Coefficiente de transferencia h_o (N-m/m ² -s-K)	2582.08
Temperatura de salida en el serpentín (°C)	28
Temperatura de entrada en el serpentín (°C)	22
Coefficiente global de transferencia de calor U_d (N-m/m ² -s-K)	2368.06

Tabla A.14 Balance de energía en el fermentador

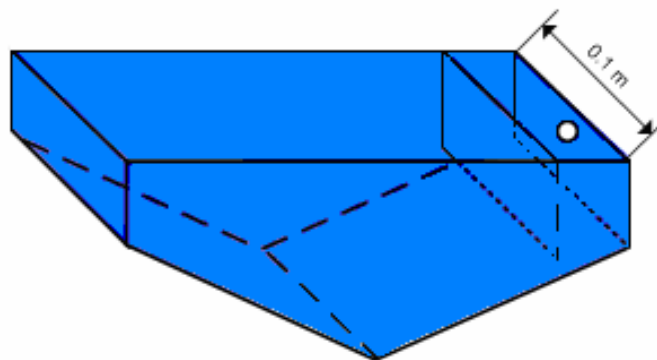
APENDICE B. HOJA DE ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS

EQUIPO	MOLINO (CM-1)
Cantidad	1
Servicio	Extracción del jugo de la caña
CONDICIONES DE OPERACIÓN	
Temperatura (°C)	25
Presión (atm)	1
DESCRIPCIÓN	
Peso neto(kg)	520
Velocidad maza mayor en R:P:M	12
Velocidad polea R.P.M	165
Diámetro polea(m)	0.9652
Diámetro maza en molienda (m)	0.2032
Largo de molienda mazas(m)	0.1524
Diámetro eje maza mayor (m)	0.0635
Diámetro eje mazas menores (m)	0.05715
MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN	
Mazas	Fundición gris
Ejes	Acero 4340
Transmisión	Acero 1045

EQUIPO	PRELIMPIADOR(C-1)
Cantidad	1
Servicio	Retener impurezas de gran tamaño
CONDICIONES DE OPERACIÓN	
Temperatura (°C)	25
Presión (atm)	1
DIMENSIONES	
Longitud (m)	0.7
Altura (m)	0.35
Ancho (m)	0.1
Separación de la pared deflectora Con el orificio de salida (m)	0.1
Tipo de fondo	Inclinado en ángulo de 35°
Orificio desarenador	Tapón hembra 0.5 in
MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN	
Tanque	Acero inoxidable

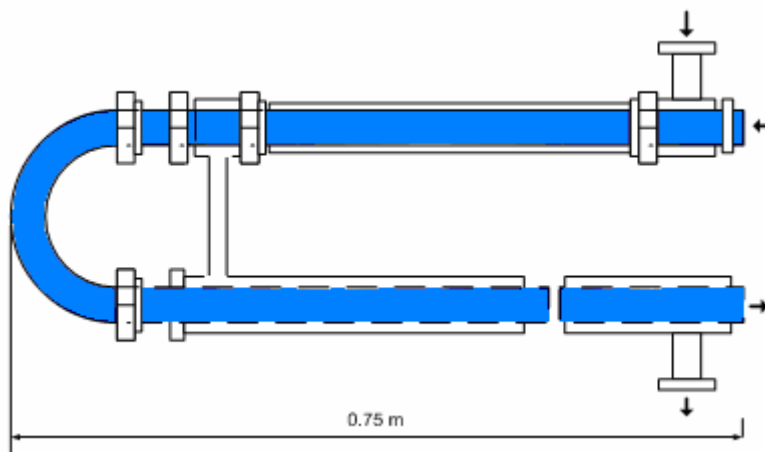


Corte transversal



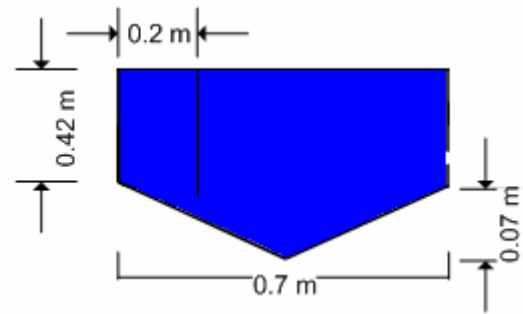
Vista isométrica

EQUIPO		INTERCAMBIADOR DE CALOR (E-1)	
Cantidad	1		
Servicio	Precalentar el jugo antes de la Clarificación		
Condiciones de operación			
	Jugo de caña	Vapor de agua	
Temperatura (°C)	24	122	
Temperatura de salida (°C)	85		
Flujo másico (kg/h)	53.85	5.36	
Condiciones de diseño			
Rd permisible	0.005		
Caída de presión en tubo (Pa)	2.5E-4		
Caída de presión en el ánulo (Pa)	2.46E-5		
Coefficiente total de diseño (U_D)(W/m ² °C)	166		
DIMENSIONES			
Longitud de la horquilla (m)	1.5		
Superficie requerida (m ²)	0.32		
Diámetro exterior tubo externo (m)	0.0266		
Diámetro interior tubo externo (m)	0.0209		
Diámetro exterior tubo interno (m)	0.017		
Diámetro interior tubo interno (m)	0.012		
Cédula	40		
Número de horquillas	2		
Material de construcción	Acero inoxidable		

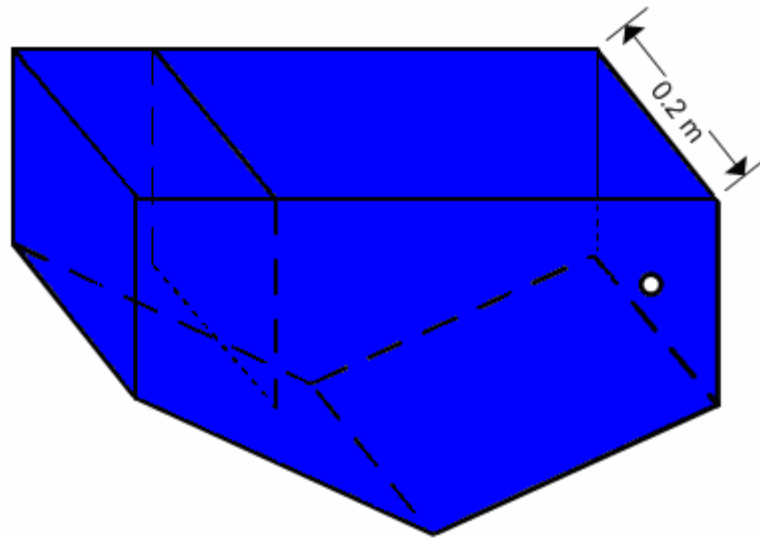


Intercambiador de calor de doble tubo

EQUIPO		CLARIFICADOR	
Cantidad	1		
Servicio	Retener impurezas de gran tamaño		
CONDICIONES DE OPERACION			
Temperatura (°C)	85		
Presión (atm)	1		
DIMENSIONES			
Longitud (m)	0.7		
Altura (m)	0.5		
Ancho (m)	0.2		
Primera cámara			
Separación de la pared y la entrada (m)	0.2		
Tipo de fondo	Inclinado en ángulo de 12°		
MATERIALES DE CONSTRUCCION			
Tanque	Acero inoxidable		

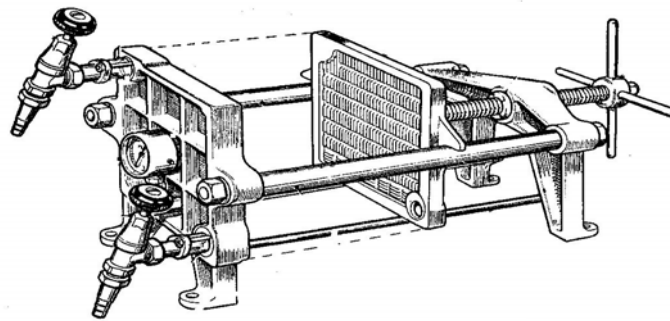


Corte transversal



Vista isométrica

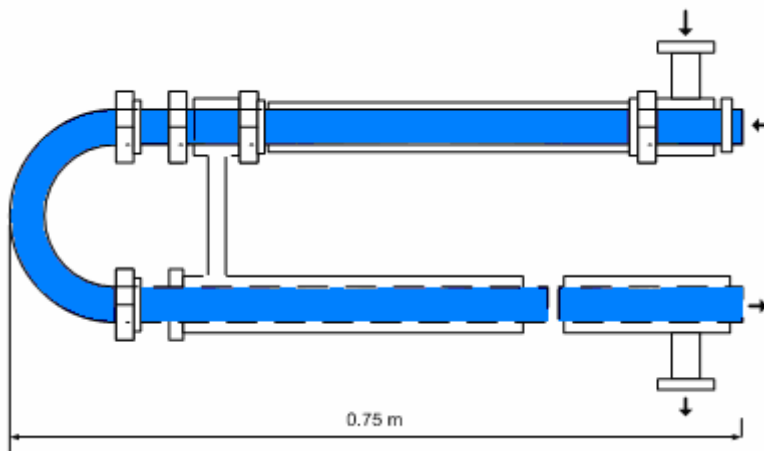
EQUIPO		FILTRO PRENSA
Cantidad	1	
Servicio	Retener impurezas	
CONDICIONES DE OPERACIÓN		
Temperatura (°C)	82	
Presión (kpa)	295	
DESCRIPCIÓN		
Superficie filtrante (m ²)	1	
Resistencia especifica de la torta(m/kg)	5.85E14	
MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN		
Acero inoxidable		



Filtro prensa

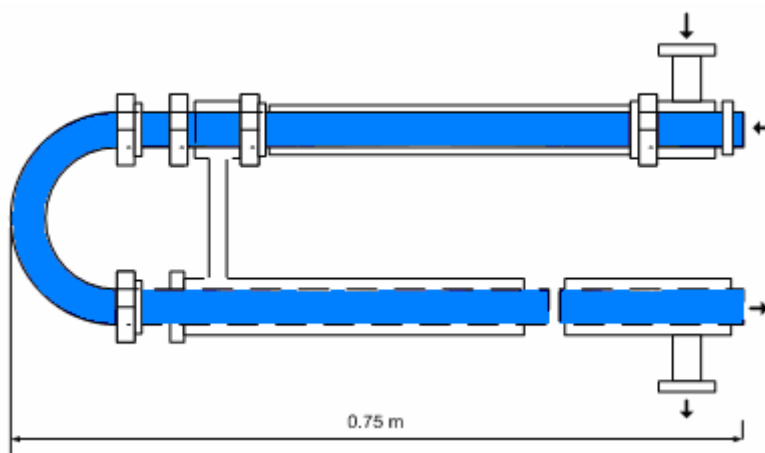
EQUIPO		TANQUE PARA ACIDIFICACION
Cantidad	1	
Servicio		
CONDICIONES DE OPERACION		
Temperatura (°C)	82	
Presión (kpa)	101.32	
DESCRIPCION		
Volumen(m ³)	0.016	
Largo(m)	0.43	
Diámetro(m)	0.21	
MATERIALES DE CONSTRUCCION		
Acero inoxidable		

EQUIPO		INTERCAMBIADOR DE CALOR (E-2)	
Cantidad		1	
Servicio		Esterilización del jugo	
Condiciones de operación			
	Jugo de caña	Vapor de agua	
Temperatura (°C)	82	122	
Temperatura de salida (°C)	110		
Flujo másico (kg/h)	51.31	2.34	
Condiciones de diseño			
Rd permisible		0.0045	
Caída de presión en tubo (Pa)		4.72E-6	
Caída de presión en el ánulo (Pa)		4.65E-5	
Coeficiente total de diseño (U_D)(W/m ² °C)		197	
DIMENSIONES			
Arreglo estándar I.P.S			
Longitud de la horquilla (m)		1.5	
Superficie requerida (m ²)		0.32	
Diámetro exterior tubo externo (m)		0.0266	
Diámetro interior tubo externo (m)		0.0209	
Diámetro exterior tubo interno (m)		0.017	
Diámetro interior tubo interno (m)		0.012	
Cedula		40	
Numero de horquillas		2	
Material de construcción		Acero inoxidable	



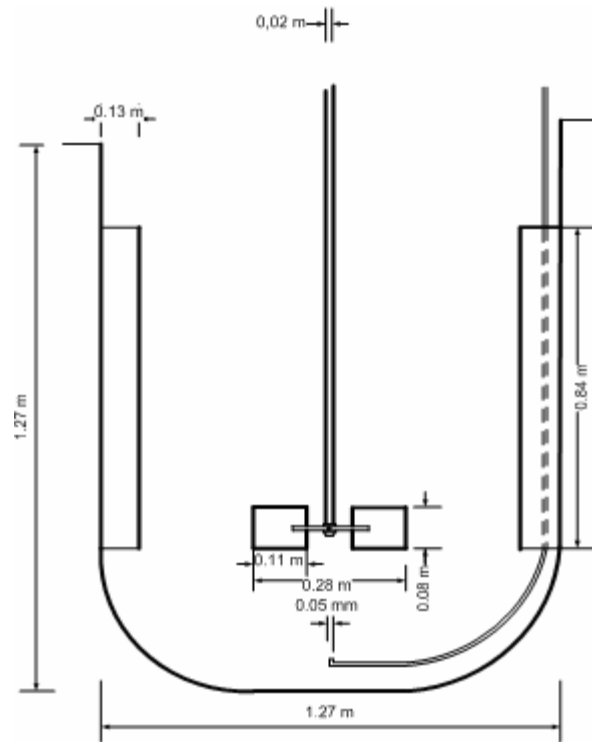
Intercambiador de calor de doble tubo

EQUIPO		INTERCAMBIADOR DE CALOR DE DOBLE TUBO (E-3)	
Cantidad	1		
Servicio	Enfriamiento del jugo		
Condiciones de operación			
	Jugo de caña	agua	
Temperatura (°C)	110	26	
Temperatura de salida (°C)	30	46	
Flujo másico (kg/h)	51.31	180.62	
Rd permisible			
Caída de presión en tubo (Pa)	4.72E-6		
Caída de presión en el ánulo (Pa)	4.65E-5		
Coefficiente total de diseño (U_D)(W/m ² °C)	197		
DIMENSIONES			
Longitud de la horquilla (m)	1.5		
Superficie requerida (m ²)	0.8		
Diámetro exterior tubo externo (m)	0.0266		
Diámetro interior tubo externo (m)	0.0209		
Diámetro exterior tubo interno (m)	0.017		
Diámetro interior tubo interno (m)	0.012		
Cedula	40		
Numero de horquillas	5		
Material de construcción	Acero inoxidable		

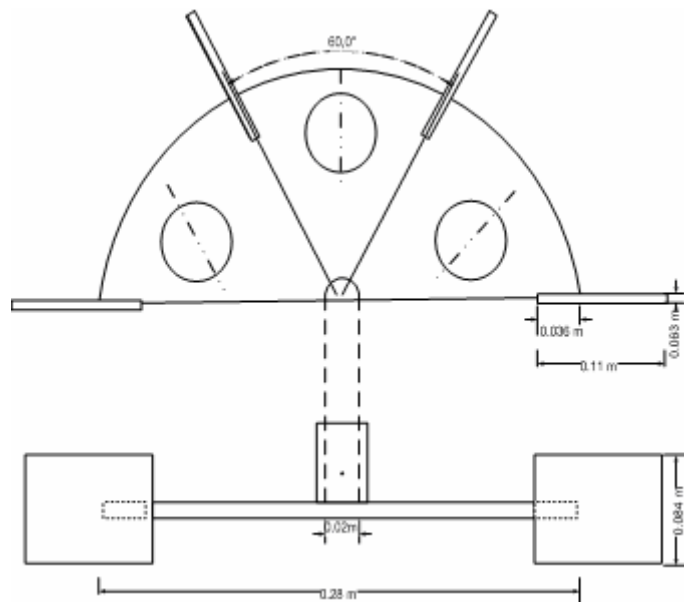


Intercambiador de calor de doble tubo

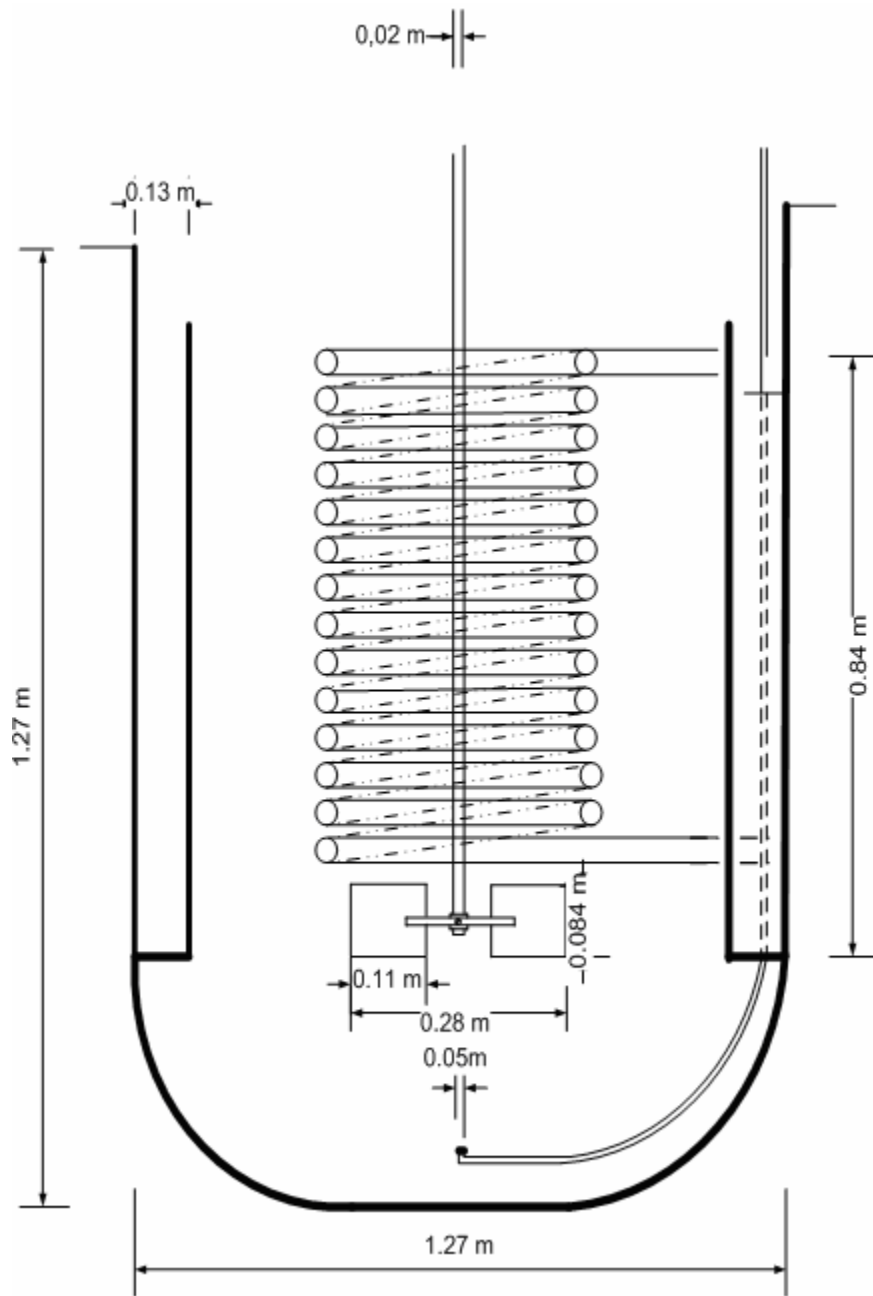
EQUIPO		FERMENTADOR (R-1)	
Cantidad	1		
Servicio	Fermentación del jugo		
Condiciones de operación			
	Entrada		Salida
Temperatura (°C)	30		30
Flujo másico (Kg/h)	51.3		51.31
Materiales de construcción			
Recipiente	Acero inoxidable 316 L		
Tapa y accesorios	Acero inoxidable 304 L		
Deflectores	Acero inoxidable 304 L		
Difusor	Acero inoxidable 304 L		
Eje de agitación	Acero inoxidable 304 L 1"		
Sistema de agitación			
Potencia del motor	2.19 H.P		
Intervalo de agitación	50 -150		
Sello del eje	Doble sello mecánico		
Impulsor	Rushton		
Filtro			
Filtro cartucho	Millipore FG 50 absoluto		
Geometría impulsor			
Li (m)	0.011		
Ai (m)	0.084		
Ad (m)	0.28		
Ab (m)	0.127		
Serpentín			
Servicio	Enfriar el medio de fermentación		
Cantidad	1		
Área (m ²)	0.88		
Horquillas	14		
Diámetro de las horquillas (m)	0.71		
Perímetro de la horquilla (m)	2.23		
Flujo de entrada y salida de agua (Kg/h)	0.5		
Material	Tubbing ½"		



Vista lateral del fermentador

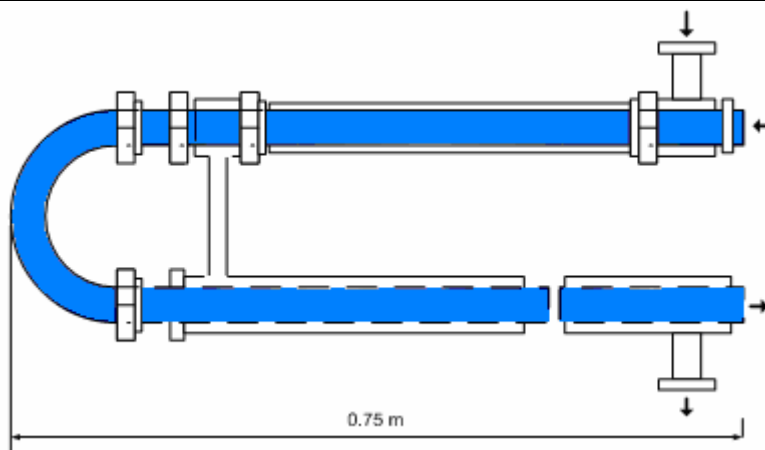


Vista superior y lateral del impulsor Rushton



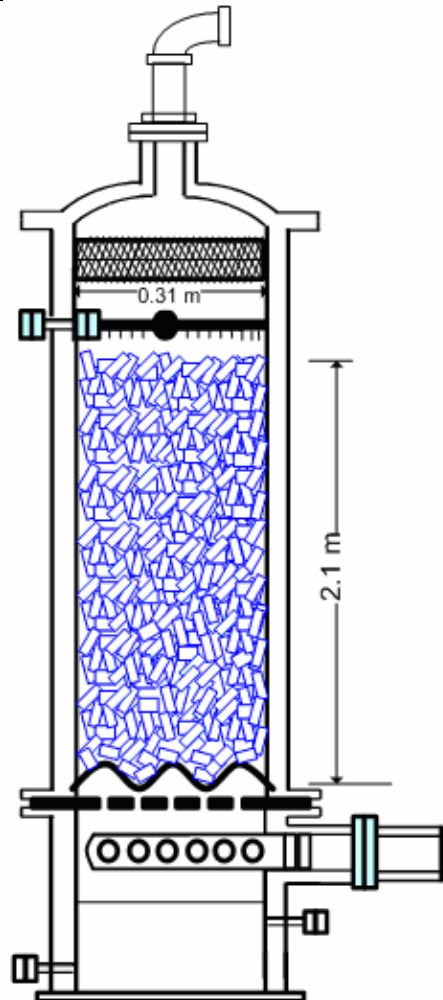
Vista lateral del fermentador con el serpentín

EQUIPO		INTERCAMBIADOR DE CALOR (E-4)	
Cantidad	1		
Servicio	Precalentamiento de las vinazas		
Condiciones de operación			
	Corriente	Vinazas	
Temperatura (°C)	30	100	
Temperatura de salida (°C)	70.4	67.1	
Flujo másico (kg/h)	47.88	58.7	
Condiciones de diseño			
Factor de ensuciamiento	0.0035		
Caída de presión en tubo (Pa)	6.8E-3		
Caída de presión en el ánulo (Pa)	3.1E-6		
Coefficiente total de diseño (U_D)(W/m ² ·°C)	227		
DIMENSIONES			
Arreglo estándar I.P.S			
Longitud de la horquilla (m)	1.5		
Superficie requerida (m ²)	1.1		
Diámetro exterior tubo externo (m)	0.0266		
Diámetro interior tubo externo (m)	0.0209		
Diámetro exterior tubo interno (m)	0.017		
Diámetro interior tubo interno (m)	0.012		
Cédula	40		
Número de horquillas	7		
Material de construcción	Acero inoxidable		



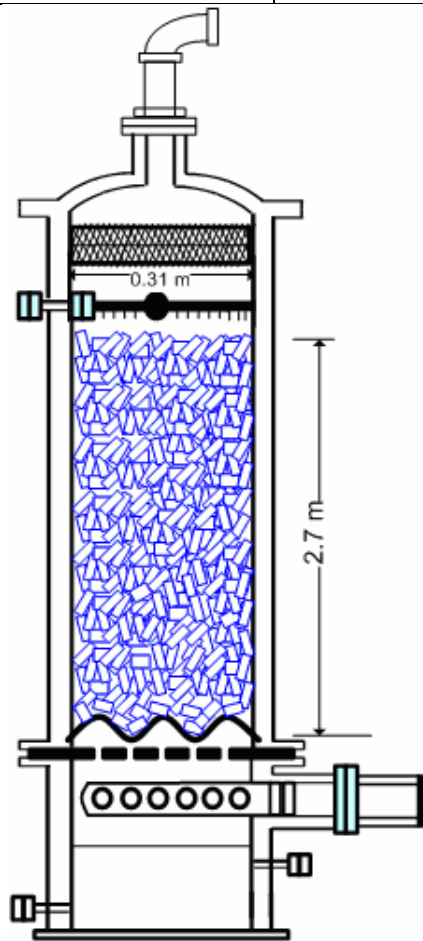
Intercambiador de calor de doble tubo

EQUIPO	COLUMNA DE RECUPERACIÓN DE ETANOL
Cantidad	1
Servicio	Recuperación del etanol arrastrado Por el CO ₂ proveniente del fermentador
Presión de operación (kpa)	101.3
Eficiencia de etapa	30%
Tipo de empaque	Anillos rasching 1.5 in
Material del empaque	cerámica
Número estimado de piezas de empaque	2102
Peso estimado del empaque (kg)	107
HETP correlación	Frank
Diámetro interno de la columna(m)	0.31
Altura empacada (m)	2.1
Altura total (m)	2.4



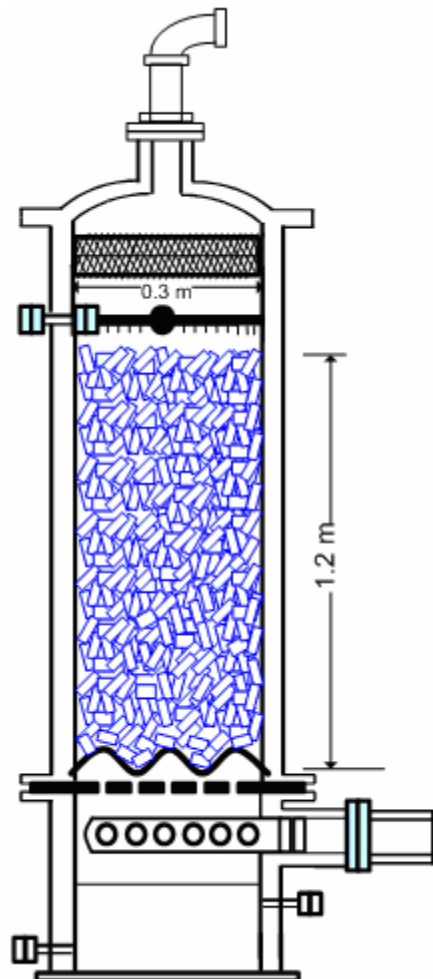
Torre empacada de anillos rasching

EQUIPO	COLUMNA DESORBEDORA
Cantidad	1
Servicio	
Presión de operación (kpa)	101.3
Eficiencia de etapa	30%
Tipo de empaque	Anillos rasching 1.5 in
Material del empaque	cerámica
Número estimado de piezas de empaque	2702
Peso estimado del empaque (kg)	137
HETP correlación	Frank
Diámetro interno de la columna(m)	0.31
Altura empacada (m)	2.7
Altura total (m)	3



Torre empacada de anillos rasching

EQUIPO	COLUMNA DE LIVIANOS
Cantidad	1
Servicio	Obtención del producto final
Presión de operación (kpa)	101.3
Eficiencia de etapa	100%
Tipo de empaque	Anillos rasching 1.5 in
Material del empaque	cerámica
Número estimado de piezas de empaque	1201
Peso estimado del empaque (kg)	61
HETP correlación	Frank
Diámetro interno de la columna(m)	0.3
Altura empacada (m)	1.2
Altura total (m)	1.5



Torre empacada de anillos rasching

EQUIPO	Intercambiador de calor de carcaza y tubo	
CANTIDAD	1	
SERVICIO	Condensación de flujo del flujo de vapor saliente de la columna de destilación	
Condiciones de operación		
	Flujo de vapor	Agua de enfriamiento
Temperatura (°C)	96.6	100
Temperatura de salida (°C)	52.2	67.1
Flujo másico (kg/h)	24.76	615.52
DIMENSIÓN DE LOS TUBOS		
Longitud de los tubos (m)	0.5	
Número de tubos	36	
Diámetro interno	0.015	
Cédula	40	
DIMENSIÓN DE LA CARCAZA		
Diámetro interno(m)	0.2032	
Material de construcción	Acero inoxidable	

BOMBAS

BOMBAS	POTENCIA (KW)
P-1	7E-4
P-2	3.7E-3
P-3	1.6E-3
P-4	2E-3
P-5	2.2E-3
P-6	1.8E-3

SOPLADORES

SOPLADORES	POTENCIA(KW)
S-1	1.5E-8
S-2	2E-5

**APENDICE C. Artículo: Fermentación etanólica continua anaeróbica con
Saccharomyces Cerevisiae resistente al alcohol**

El diseño del fermentador se realizó desde un punto de vista práctico, la variable de más interés en un fermentador es la productividad, ahora basados en una experimentación ya realizada por L. Martínez Nieto, F. Camacho Rubio, S. Rodríguez Vives y S. F. Calatrava Gonzáles del departamento de ingeniería química de la Universidad de Granada en un fermentador continuo, dió como resultado una velocidad de dilución aproximadamente igual a 0.03 h^{-1} .

Dada la necesidad de tener una experimentación clave se tomaron estos parámetros como factores de diseño que se encuentran a continuación:

D (h^{-1})	S _{E.E} (g / l)	P _{E.E} (g / l)	V _b (Cel / ml)	C _s (g / l)	pHs
0.0132	5.30	90.86	8.1	12.85	3.39
0.0256	24.52	81.86	5.2	11.51	3.32
0.0262	27.70	80.50	5.9	11.51	3.37
0.0274	32.60	80.25	6.1	10.90	3.39
0.0300	40.00	78.84	6.4	10.63	3.36
0.0315	77.90	60.93	3.3	8.91	3.41

Tabla C.1 Valores experimentales en sistema continuo

EL microorganismo que fermentará será la levadura *Saccharomyces Cerevisiae* en el que suponemos su cinética se ajusta al modelo de Monod, ahora linealizando y por ajuste de mínimos cuadrados se obtiene la siguiente relación:

$$1/D = 251.310539 / S + 28.440423$$

por lo tanto el $\mu_{\max} = 0.0352$ y $K_{\text{saturación}} = 8.834 \text{ g / l}$

Ahora calculando el $D_{\text{optimo}} = \mu_{\max} (1 - \sqrt{K_S / (K_S + S_0)}) = 0.02796 \approx 0.028$

Lo que afirma de una vez que los datos son muy aceptables con los parámetros experimentales.

Para calcular los datos de α y β se hace a través de la siguiente relación:

$$q_p = \alpha \cdot D + \beta = 7.67085 \cdot D - 1.009 \text{ E } -2$$

Según la ecuaciones empíricas que se muestran a continuación se calcula el valor teórico de glucosa residual, concentración de biomasa, velocidad de consumo de sustrato, productividad y etanol formado sabiendo que $Y_S = 0.066$ es valor promedio en el que oscila.

$$\text{Glucosa residual} = S = D \cdot K_{\text{SATURACIÓN}} / (\mu_{\text{max}} - D)$$

$$\text{Concentración de biomasa} = X = Y_S \cdot (200 - S)$$

$$\text{Velocidad de consumo de sustrato} = V_{ST} = D \cdot (S_0 - S)$$

$$\text{Productividad} = Pd = (\alpha \cdot D + \beta) \cdot X$$

$$\text{Etanol formado} = p = Pd / D$$

Las expresiones anteriores son el resultado de los balances de masa y permiten, realizar los cálculos teóricos.

D h ⁻¹	S _T g / l	X _T g / l	V _{ST} g / l h	Pd _T g / l h	P _T g / l	Error etanol formado %
0.0132	5.3004	12.8502	2.5700	1.4294	108.2878	19.17
0.0256	23.557	11.6450	4.5168	2.4040	93.9062	14.34
0.0262	25.716	11.5024	4.5661	2.4259	92.5916	15.01
0.0274	31.032	11.1518	4.6297	2.4547	89.5875	11.62
0.0300	50.965	9.8366	4.4712	2.3625	78.7500	0.11
0.0315	75.208	8.2361	3.9308	2.0732	65.8158	8.00

Tabla C.2 Valores teóricos

Los errores calculados se desvían entre 19.17 % y 0.11 % para el bioetanol comparados con los experimentales, pero son datos muy próximos al 10 % lo que implica una prueba experimental viable.

Este experimento se llevó a cabo en un reactor continuo en estricta anaerobiosis lo que lo hace un experimento fundamental a la hora de diseñar un biofermentador con suministro de oxígeno. Sin embargo es de pensar que al suministrar oxígeno aumente de forma notable la productividad tal y como sucede en los experimentos de Ryu y Kim el cual se aprecia en la tabla C.3.

Es por ésto que los datos experimentales son tomados en cuenta para diseñar el biofermentador continuo para la planta piloto. Que luego de construido se le harán reformas de acuerdo a los datos que genere.

El tiempo de residencia de la fermentación es de 33.33 horas aproximadamente con una tasa de dilución de 0.03 h^{-1} y se produce 0.10032 litros de etanol.

Autor	S % p / v	pH	T °C	X g / l	D h^{-1}	Pd g/l-h	O ₂ L de aire/l-h	P % v/v
Ghose-Tyagi	10-20	4	30	23.6	0.054	4.1	0.127	9.7
Ryu-Kim	20	4	30	2.3	0.06	1.7	0	3.6
Ryu-Kim	20	4	30	8.2	0.06	4.1	0.011	8.7
Este experimento	20	3.4	30	9.84	0.03	2.4	0	10

Tabla C.3 Recopilación de experimentos similares

Ya que el porcentaje v/v del etanol es del 10% aproximadamente y con la formación de etanol teórico de 72.17 g / l con una densidad de 0.785 g / ml a 30 °C se calcula el volumen de solución, que es de 1 litro.

Porcentaje por volumen = (Volumen del soluto/ Volumen de la solución)*100

$10\% = ((78.75 \text{ g} / 0.785 \text{ g /ml}) / \text{Mililitros de solución}) *100$

$10\% = (100.32 \text{ ml} / / \text{Mililitros de solución}) *100$

Mililitros de solución = $100.32 \text{ ml} / 0.1 = 1000 \text{ ml} = 1 \text{ litro de solución}$

Por cada 10 litros de medio de cultivo se obtendrá 1 litro de etanol

Con 1600 litros de medio se producen 4.36 litros de etanol.

Por lo que el flujo volumétrico del medio debe ser:

$$D = F/V$$

$$F = 0.03 \text{ h}^{-1} *1600 \text{ l} =48 \text{ litros / hora}$$

APENDICE D. Localización de impulsores

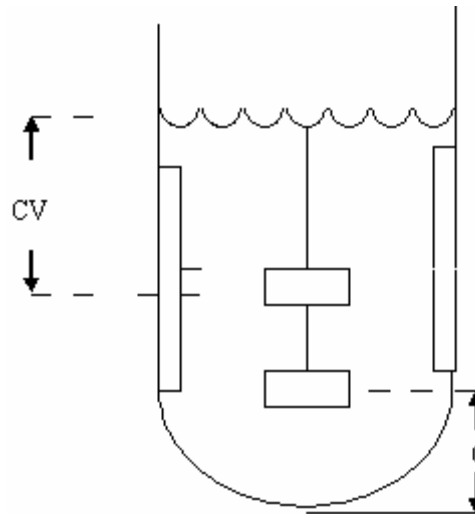


Figura D.1 Nomenclatura para describir un sistema de mezclado

La localización de los impulsores es algo clave en el diseño de un fermentador, en cuanto a reducción de potencia se refiere.

A condiciones uniformes de operación se ha hecho la comparación de consumo de potencia en recipientes abiertos. Se define el factor de proximidad como una función de la distancia C y CV para la turbina inferior y superior respectivamente. Ver figura D.1.

Las figuras D.2 y D.3 relacionan el factor de proximidad con C y CV para la turbina inferior y superior respectivamente. Para una instalación de doble turbina el factor de proximidad de la turbina del fondo es sumada al factor de proximidad de la turbina superior. Cuando se utilizan más de dos turbinas de cuchillas planas sobre el mismo eje, las turbinas entre la inferior y la superior se consideran que están a $2D_i$ de distancia⁸.

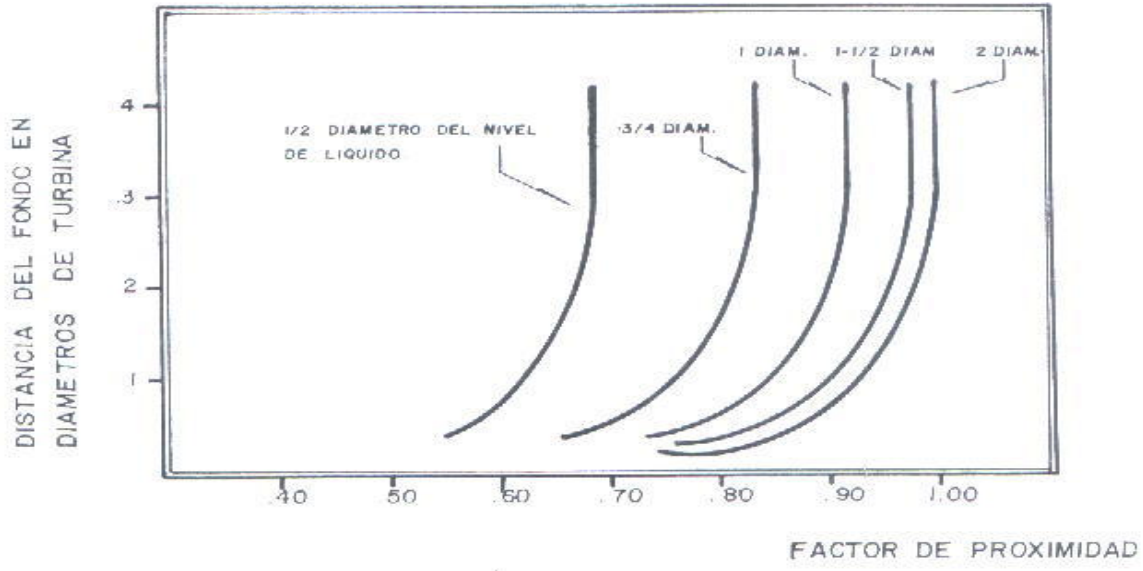


Figura D.2 Factores de proximidad para el impulsor inferior

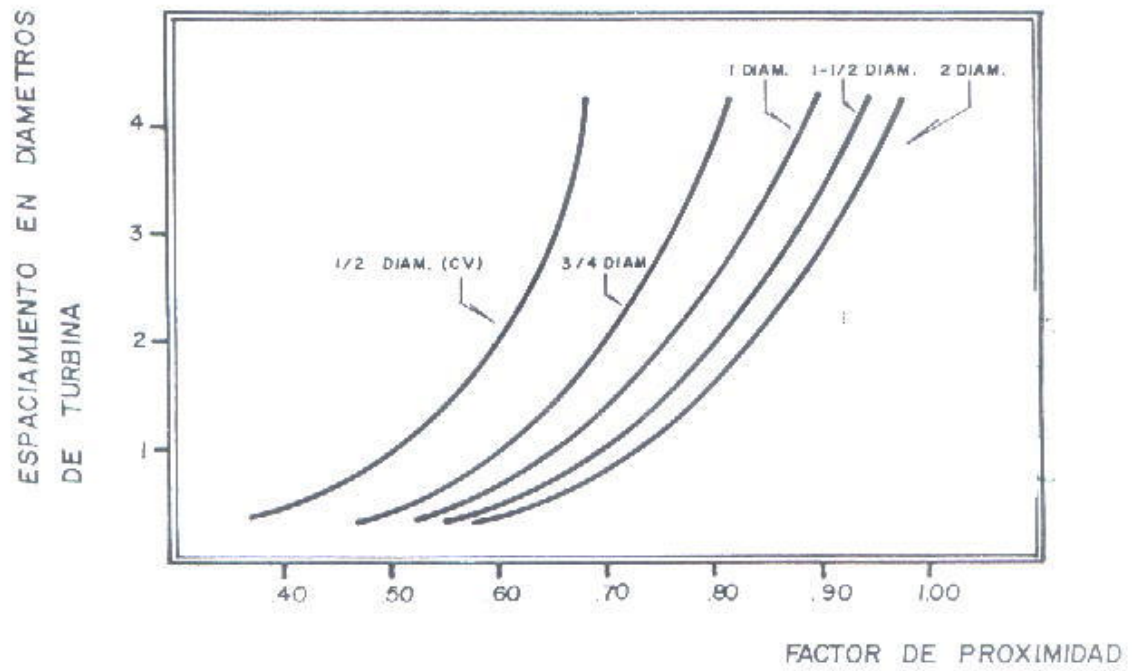


Figura D.3 Factores de proximidad para el impulsor superior (Tipo Rushton)

APENDICE E. Inoculación

Hay variados sistemas de inoculación aséptica en tanque agitado. Una forma de transferir asépticamente el inóculo al recipiente de fermentación (medio) es como el que se observa en la figura E1 y se realiza conectando una tubería flexible en las uniones A y B. Para esterilizar el medio en el fermentador, se hará pasar vapor por las válvulas J y G. Por medio de D, E y F entran al fermentador para calentar al medio a 120°C por 20 minutos.

Durante este periodo, la válvula C es cerrada, mientras las válvulas H e I son ligeramente abiertas para condensar y remover el vapor después de la esterilización. Se cierran las válvulas G, J, H e I mientras se dejan abiertas F, E, y D. El medio es enfriado a la temperatura de incubación usando aire estéril. La válvula C es abierta y el cultivo es transportado al fermentador por gravedad o por diferencia de presión entre el recipiente que contiene el inóculo y el fermentador. Finalmente las válvulas C y F son cerradas y la línea de inoculación es nuevamente esterilizada con vapor antes de que la tubería flexible esté separada de A y B².

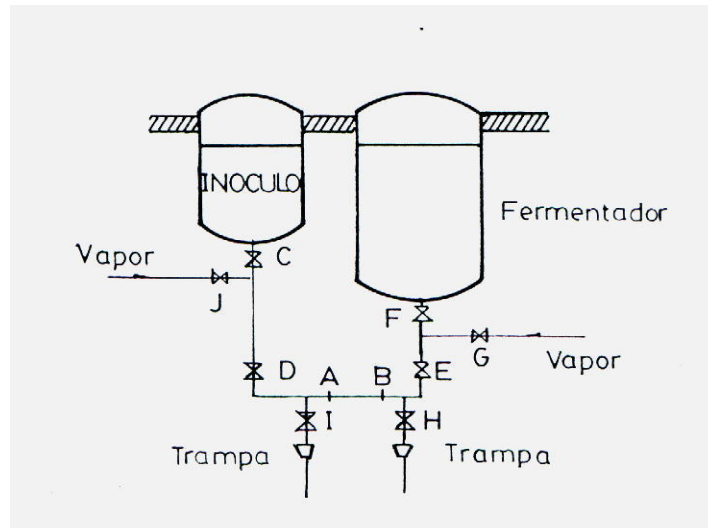


Figura E.1 Sistema de inoculación.