



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO

“EVALUACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO CÍTRICO POR FERMENTACIÓN CON EL USO DE *Aspergillus niger*”

MARÍA AUGUSTA GUADALUPE ALCOSER

Trabajo de Titulación modalidad Proyectos de Investigación y Desarrollo, presentado ante el Instituto de Posgrado y Educación Continua de la ESPOCH, como requisito parcial para la obtención del grado de:

MAGÍSTER EN INGENIERÍA QUÍMICA APLICADA

RIOBAMBA-ECUADOR

Julio 2019



CERTIFICACIÓN:

EL TRIBUNAL DE TRABAJO DE TITULACIÓN CERTIFICA QUE:

El Trabajo de Titulación modalidad **Proyectos de Investigación y Desarrollo**, titulado “EVALUACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO CÍTRICO POR FERMENTACIÓN CON EL USO DE *Aspergillus niger*”, de responsabilidad de la Srta. María Augusta Guadalupe Alcoser ha sido prolijamente revisado y se autoriza su presentación.

Tribunal:

Ing. Juan Carlos González; M.Sc

PRESIDENTE

FIRMA

Ing. Mabel Mariela Parada Rivera; M.Sc

DIRECTOR DE TESIS

FIRMA

Ing. Paúl Marcelo Manobanda Pinto; M.Sc

MIEMBRO DEL TRIBUNAL

FIRMA

Ing. Mayra P. Zambrano Vinuesa; M.Sc

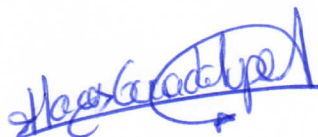
MIEMBRO DEL TRIBUNAL

FIRMA

Riobamba, Julio del 2019

DERECHOS INTELECTUALES

Yo, María Augusta Guadalupe Alcoser, soy responsable de las ideas, doctrinas y resultados expuestos en este Trabajo de Titulación y el patrimonio intelectual del mismo pertenece a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.



María Augusta Guadalupe Alcoser

CÉDULA 060298965-9

DEDICATORIA

A mi hija Galilea Rafaela, por impulsarme cada día a ser mejor y superarme, pues es ella quien sigue mis pasos.

A mis padres: Augusti y Enrique, por ser los protagonistas de mis sueños.

A mi hermana, Katherine, por ser un apoyo incondicional durante toda mi vida.

A mis sobrinas: Mayte, Ninel y Alina, por su amor y ternura.

AGRADECIMIENTO

A Dios y a mi Madre Dolorosa, por bendecir mis días con salud y sabiduría que ahora permiten que alcance mi sueño tan anhelado.

A mis padres, porque con su ejemplo de amor, constancia y sacrificio me enseñan a alcanzar mis metas, sin dejarme vencer, aunque en el camino encuentre éxitos y fracasos.

A mis hermanos, Katherine y Rolando, por su cariño y consejos, que a lo largo de mi vida han sido muy importantes para mi realización personal y profesional.

A la Ingeniera Mabel Parada, al Ingeniero Paúl Manobanda y a la Ingeniera Mayra Zambrano, por compartir conmigo sus conocimientos y guiarme durante el desarrollo de este proyecto.

A mis amigos, por el tiempo y las experiencias compartidas durante el transcurso de nuestra maestría.

A la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, porque una vez más me permite subir un escalón en mi vida profesional y hacer realidad mis sueños.

ÍNDICE GENERAL

RESUMEN	xvii
ABSTRACT	xviii
CAPÍTULO I	1
1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. Problema de Investigación	2
<i>1.1.1. Situación problemática</i>	2
<i>1.1.2. Formulación del problema</i>	2
1.2. Justificación del proyecto	3
1.3. Objetivos de la investigación	3
<i>1.3.1. Objetivo general</i>	3
<i>1.3.2. Objetivos específicos</i>	4
1.4. Hipótesis	4
<i>1.4.1. Hipótesis específica</i>	4
CAPÍTULO II	5
2. MARCO DE REFERENCIA	5
2.1. Antecedentes de la Empresa	5
2.2. Antecedentes de la Investigación	5
2.3. Bases teóricas	9
<i>2.3.1. Equipos utilizados en el proceso de producción de ácido cítrico</i>	9
<i>2.3.1.1. Tanque de mezclado</i>	9
<i>2.3.1.2. Filtro de marco y placa</i>	10
<i>2.3.1.3. Columna empacada de adsorción cromatográfica</i>	11
<i>2.3.1.4. Sistema de pasteurización</i>	13
<i>2.3.1.5. Fermentador microbiológico industrial</i>	13
<i>2.3.1.6. Tanque de fondo plano de almacenamiento de lotes</i>	16
<i>2.3.1.7. Filtro rotatorio convencional/al vacío</i>	17
<i>2.3.1.8. Cristalizador continuo</i>	17
<i>2.3.1.9. Secador rotatorio</i>	21
2.4. Beneficiarios directos e indirectos	23
<i>2.4.1. Beneficiarios directos:</i>	23
<i>2.4.2. Beneficiarios indirectos:</i>	23

CAPÍTULO III	24
3. DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN	24
3.1. Métodos y Técnicas	24
3.1.1. Métodos	24
3.1.1.1. <i>Método Deductivo</i>	24
3.1.1.2. <i>Método Inductivo</i>	25
3.1.1.3. <i>Método Experimental</i>	25
3.1.2. Técnicas	25
3.2. Ingeniería del proyecto	26
3.2.1. Proceso de diseño y simulación	26
3.2.2. Ingeniería Conceptual del Proceso	27
3.2.2.1. <i>Diagrama General del Proceso de Producción de Ácido Cítrico</i>	28
3.2.2.2. <i>Identificación de los equipos utilizados en el diseño</i>	30
3.2.3. Cálculos de ingeniería	32
3.2.3.1. <i>Almacenamiento de lote y tanque de mezcla</i>	32
3.2.3.2. <i>Filtro de placa y marco</i>	32
3.2.3.3. <i>Cromatógrafo de adsorción de lecho empacado</i>	33
3.2.3.4. <i>Pasteurizador</i>	34
3.2.3.5. <i>Fermentador</i>	36
3.2.3.6. <i>Compresor de aire</i>	37
3.2.3.7. <i>Filtro de aire</i>	37
3.2.3.8. <i>Almacenamiento de lote en tanque de fondo plano</i>	37
3.2.3.9. <i>Filtro rotatorio al vacío</i>	38
3.2.3.10. <i>Neutralizador</i>	38
3.2.3.11. <i>Cristalizador continuo</i>	39
3.2.3.12. <i>Secador rotatorio</i>	39
3.2.4. Simulación	39
3.2.4.1. <i>Diseño y simulación del proceso de producción de ácido cítrico</i>	40
3.2.4.2. <i>Descripción del proceso de producción de ácido cítrico</i>	44
3.2.4.3. <i>Diseño preliminar o básico del proceso de ácido cítrico</i>	45
3.2.4.4. <i>Diagrama del proceso de producción en la simulación</i>	47
3.2.4.5. <i>Requerimiento de materias primas</i>	48
3.2.4.6. <i>Balance general de masa del proceso de producción de ácido cítrico</i>	50
3.2.4.7. <i>Balance de masa de procesos</i>	52

3.2.5. <i>Impacto ambiental del proceso de producción</i>	67
3.2.5.1. <i>Cantidades generadas de residuos acuosos</i>	67
3.2.5.2. <i>Cantidades generadas de residuos orgánicos</i>	67
3.2.5.3. <i>Cantidades generadas de emisiones</i>	68
3.2.5.4. <i>Cantidades generadas de total de residuos</i>	68
3.2.6. <i>Estimación de costos de las operaciones del proyecto</i>	69
3.2.6.1. <i>Cálculo de costos de la columna empacada de intercambio iónico</i>	69
3.2.6.2. <i>Cálculo de costos de cristalizador por evaporación</i>	70
3.2.6.3. <i>Cálculo de costos de compresor centrífugo</i>	70
3.2.6.4. <i>Cálculo de costos de tanques de almacenamiento</i>	71
3.2.6.5. <i>Cálculo de costo de agitadores</i>	72
3.2.6.6. <i>Cálculo de costos de los filtros</i>	72
3.2.6.7. <i>Cálculo de costos de secadores</i>	73
3.2.7. <i>Requerimientos de tecnología, equipos y maquinaria</i>	73
3.2.7.1. <i>Requerimientos de equipos utilizados en el proceso de producción</i>	73
3.2.7.2. <i>Especificaciones de los equipos utilizados en la planta de ácido cítrico</i>	75
3.2.7.3. <i>Especificaciones técnicas de tanques de mezcla</i>	76
3.2.7.4. <i>Especificaciones técnicas de fermentadores</i>	77
3.2.7.5. <i>Especificaciones técnicas de filtros de aire</i>	78
3.2.7.6. <i>Especificaciones técnicas de tanques de almacenamiento de fondo plano</i>	78
3.2.7.7. <i>Especificaciones técnicas de filtros al vacío giratorios</i>	79
3.2.7.8. <i>Especificaciones técnicas de compresores centrífugos</i>	80
3.2.7.9. <i>Especificaciones técnicas del cristalizador</i>	81
3.2.7.10. <i>Especificaciones técnicas de secador rotatorio</i>	81
3.2.7.11. <i>Especificaciones técnicas de filtro de placas y marcos</i>	82
3.2.7.12. <i>Especificaciones técnicas de PBA Columna Cromatográfica</i>	82
3.2.7.13. <i>Especificaciones técnicas de neutralizador</i>	83
3.2.7.14. <i>Especificaciones técnicas del pasteurizador</i>	84
3.2.7.15. <i>Aditivos de equipos</i>	84
3.3. <i>Análisis Económico del Proyecto</i>	84
3.3.1. <i>Base de costos</i>	84
3.3.2. <i>Resumen de costos</i>	85
3.3.3. <i>Costos FOB de acuerdo a las especificaciones de los equipos</i>	85
3.3.4. <i>Resumen de estimación de capital fijo</i>	87

3.3.4.1. Costos directos de la planta total	87
3.3.4.2. Costos indirectos de la planta total	87
3.3.4.3. Costo de la Planta Total.....	88
3.3.4.5. Costo de Capital Fijo Directo	88
3.3.4.6. Costo de Capital de Trabajo	89
3.3.4.7. Costo de materias primas	89
3.3.4.8. Costos de aditivos.....	90
3.3.4.9. Tratamiento de residuos/Costos de eliminación	90
3.3.4.10. Costo de suministros	91
3.3.4.11. Costos de operación anual	91
3.3.4.12. Análisis de rentabilidad.....	92
3.4. Validación de la simulación	93
3.4.1. Evaluación de cuatro modelos de análisis de datos para la simulación del proceso	94
3.4.2. Análisis estadístico del proceso de producción viable	95
CAPÍTULO IV	101
RESULTADOS Y DISCUSIÓN	101
CONCLUSIONES.....	104
RECOMENDACIONES	105
BIBLIOGRAFÍA	
ANEXOS	

ÍNDICE TABLAS

Tabla 1-2: Detalle de los artículos científicos analizados.....	8
Tabla 2-3: Equipos utilizados en el diseño.....	30
Tabla 3-3: Materia prima, productos y residuos.....	45
Tabla 4-3: Datos generales del proceso.....	48
Tabla 5-3: Requisitos de partida de materia prima por sección.....	49
Tabla 6-3: Total de materias primas.....	49
Tabla 7-3: Total de materias primas por sección.....	50
Tabla 8-3: Balance general de compuestos (kg/año).....	51
Tabla 9-3: Condiciones y variables de operación para el tanque de mezcla V-101.....	60
Tabla 10-3: Condiciones y variables de operación del filtro PFF-101.....	60
Tabla 11-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de almacenamiento V-102.....	60
Tabla 12-3: Condiciones y variables de operación en la columna de intercambio iónico C-101.....	61
Tabla 13-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de almacenamiento V-103.....	61
Tabla 14-3: Condiciones y variables de operación en el pasteurizador ST-101.....	61
Tabla 15-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de mezcla V-104.....	62
Tabla 16-3: Condiciones y variables de operación en el pasteurizador ST-102.....	62
Tabla 17-3: Condiciones y variables de operación en el compresor de aire.....	62
Tabla 18-3: Condiciones y variables de operación en el Filtro de aire AF-102.....	63
Tabla 19-3: Condiciones y variables de operación en el fermentador FR-101.....	63
Tabla 20-3: Condiciones y variables de operación en el filtro de aire AF-102.....	63
Tabla 21-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de almacenamiento V-105.....	64
Tabla 22-3: Condiciones y variables de operación en el filtro rotatorio al vacío RVF-101.....	64
Tabla 23-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de mezcla V-106.....	64
Tabla 24-3: Condiciones y variables de operación en el filtro rotatorio al vacío V-106.....	65
Tabla 25-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de mezcla V-107.....	65
Tabla 26-3: Condiciones y variables de operación en el filtro rotatorio al vacío RVF-103.....	65
Tabla 27-3: Condiciones y variables de operación en el cristalizador CR-101.....	66
Tabla 28-3: Condiciones y variables de operación en el filtro rotatorio al vacío RVF-104.....	66
Tabla 29-3: Condiciones y variables en el secador rotatorio RDR-101.....	66
Tabla 30-3: Impacto ambiental del proceso de producción: Residuos acuosos.....	67
Tabla 31-3: Impacto ambiental del proceso de producción: Residuos orgánicos.....	68
Tabla 32-3: Impacto ambiental del proceso de producción: Emisiones.....	68
Tabla 33-3: Total de residuos.....	68

Tabla 34-3: Requerimientos de equipos utilizados en el proceso de producción.....	74
Tabla 35-3: Características técnicas de los tanques de mezcla	76
Tabla 36-3: Características técnicas de los fermentadores	77
Tabla 37-3: Características técnicas de los filtros de aire	78
Tabla 38-3: Características técnicas de los tanques de fondo plano	78
Tabla 39-3: Características técnicas de los filtros al vacío giratorios	79
Tabla 40-3: Características técnicas de los compresores centrífugos	80
Tabla 41-3: Características técnicas del cristizador	81
Tabla 42-3: Características técnicas del secador rotatorio	81
Tabla 43-3: Características técnicas de los filtros de placas y marcos.....	82
Tabla 44-3: Características técnicas de la columna cromatografía	82
Tabla 45-3: Características técnicas del neutralizador.....	83
Tabla 46-3: Características técnicas del pasteurizador	84
Tabla 47-3: Resumen de costos.....	85
Tabla 48-3: Costos FOB de equipos.....	86
Tabla 49-3: Costos directos de la planta (TPDC).....	87
Tabla 50-3: Costos indirectos de la planta (TPIC).....	87
Tabla 51-3: Costo total de la planta.....	88
Tabla 52-3: Honorarios de contratistas y contingencias	88
Tabla 53-3: Costo de Capital Fijo Directo (DFC = TPC+CFC)	88
Tabla 54-3: Costo de capital de trabajo	89
Tabla 55-3: Costo de materias primas	89
Tabla 56-3: Costos de aditivos.....	90
Tabla 57-3: Costo del tratamiento de residuos	90
Tabla 58-3: Costos de suministros	91
Tabla 59-3: Costos de operación anual	91
Tabla 60-3: Análisis de rentabilidad	92
Tabla 61-3: Datos modelo 1	93
Tabla 62-3: Datos modelo 2	94
Tabla 63-3: Datos modelo 3	94
Tabla 64-3: Datos modelo 4	94
Tabla 65-3: Datos técnicos y económicos de los cuatro modelos simulados	95
Tabla 66-3: Sub-modelos de simulación en base al modelo 2.....	96
Tabla 67-3: Estadística descriptiva de los sub-modelos de simulación	97

ÍNDICE FIGURAS

Figura 1-2: Fotografía de almacenamiento del lote en un tanque de mezclado	9
Figura 2-2: Fotografía del filtro de placa y marco.....	11
Figura 3-2: Fotografía de columna empacada de adsorción cromatografía	12
Figura 4-2: Fotografía de un pasteurizador	13
Figura 5-2: Fotografía de fermentadores microbiológicos industriales	15
Figura 6-2: Tanque de fondo plano	16
Figura 7-2: Filtro rotatorio convencional al vacío	17
Figura 8-2: Cristalizador continuo por evaporación	18
Figura 9-2: Secador rotatorio	22
Figura 10-2: Secador rotatorio indirecto	22
Figura 11-2: Fotografía de un secador rotatorio	23
Figura 12-3: Modalidad de trabajo para un proceso en el simulador.....	26
Figura 13-3: Proceso de diseño y simulación.....	27
Figura 14-3: Diagrama de flujo del proceso de producción de ácido cítrico	28
Figura 15-3: Diagrama de la ocupación de equipos	42
Figura 16-3: Diagrama de equipos (7 fermentadores).....	43
Figura 17-3: Secciones del proceso de producción de ácido cítrico	44
Figura 18-3: Diagrama del proceso de producción de ácido cítrico	47
Figura 19-3: Balance de masa en el tanque mezclador (V-101).....	52
Figura 20-3: Balance de masa en el filtro de placa y marco (PFF-101).....	52
Figura 21-3: Balance de masa en el tanque de almacenamiento (V-102).....	53
Figura 22-3: Balance de masa en la columna de intercambio iónico.....	53
Figura 23-3: Balance de masa en el tanque de almacenamiento con agitación (V-103).....	53
Figura 24-3: Balance de masa en el pasteurizador (ST-101).....	54
Figura 25-3: Balance de masa en el tanque de almacenamiento (V-104).....	54
Figura 26-3: Balance de masa en el pasteurizador 2 (ST-101).....	54
Figura 27-3: Balance de masa en el compresor de aire (G-101).....	54
Figura 28-3: Balance de masa en el filtro de aire (AF-102).....	55
Figura 29-3: Balance de masa en el fermentador (FR-101).....	55
Figura 30-3: Balance de masa en el tanque de almacenamiento (V-105).....	55
Figura 31-3: Balance de masa en el filtro rotatorio al vacío (RVF-101)	56
Figura 32-3: Balance de masa en el tanque de precipitación (V-106).....	56
Figura 33-3: Balance de masa en el filtro rotatorio al vacío (RVF-102)	57

Figura 34-3: Balance de masa en el tanque de formación de yeso (V-107).....	57
Figura 35-3: Balance de masa en el filtro rotatorio al vacío (RVF--103).....	58
Figura 36-3: Balance de masa en el cristalizador (CR-101).....	58
Figura 37-3: Balance de masa en el filtro rotatorio (RVF-104).....	59
Figura 38-3: Balance de masa en el secador rotatorio (RDR-101).....	59
Figura 39-3: Curva de costos para la Columna empacada.....	69
Figura 40-3: Curva de costos para el cristalizador por evaporación.....	70
Figura 41-3: Curva de costos para los compresores centrífugos.....	71
Figura 42-3: Curva de costos para los tanques de almacenamiento.....	71
Figura 43-3: Curva de costos para los agitadores.....	72
Figura 44-3: Curva de costos para los filtros.....	72
Figura 45-3: Curva de costos para los secadores.....	73
Figura 46-3: Diagrama T-student para el análisis estadístico.....	99

ÍNDICE ECUACIONES

Ecuación 1. Carga en el tanque	32
Ecuación 2. Dimensionamiento del tanque.....	32
Ecuación 3. Dimensionamiento del filtro	32
Ecuación 4. Estimación del tamaño de columna	33
Ecuación 5. Diámetro de la columna	33
Ecuación 6. Especificaciones del caudal da carga: caudal Absoluto	33
Ecuación 7. Especificaciones del caudal de carga: Caudal Relativo.....	34
Ecuación 8. Cálculo del área de transferencia de calor.....	34
Ecuación 9. Cálculo de la diferencia de temperatura media	34
Ecuación 10. Eficiencia del regenerador	35
Ecuación 11. Cálculo del diámetro de la carcasa de tubos.....	35
Ecuación 12. Cálculo del volumen de la carcasa de tubos.....	35
Ecuación 13. Cálculo de la longitud de los tubos de la carcasa	36
Ecuación 14. Cálculo de la velocidad a pasteurizar que fluye en el interior de la carcasa	36
Ecuación 15. Cálculo de la reacción estequiométrica fermentador: Flujo másico del componente después de la reacción.	36
Ecuación 16. Cálculo de la reacción estequiométrica fermentador: Flujo másico después de la reacción de cualquier otro componente	36
Ecuación 17. Cálculo de la liberación de calor	37
Ecuación 18. Dimensionamiento del compresor de aire	37
Ecuación 19. Dimensionamiento del tanque de fondo plano	37
Ecuación 20. Dimensionamiento del filtro	38
Ecuación 21. Cálculo de la reacción estequiométrica: Flujo másico del componente después de la reacción	38
Ecuación 22. Cálculo de la reacción estequiométrica: Flujo másico después de la reacción de cualquier otro componente.....	38
Ecuación 23. Balance de materia y energía del cristizador: Flujo molar de alimentación de la fracción molar i	39
Ecuación 24. Coeficiente K de relación de fracciones molares en vapor y líquido.....	39
Ecuación 25. Cálculo del régimen de calor	39
Ecuación 26. Cálculo de t-student	98
Ecuación 27. Hipótesis nula	98
Ecuación 28. Hipótesis alternativa	98

Ecuación 29. Cálculo de grados de libertad.....	98
Ecuación 30. Cálculo de la t-student	98
Ecuación 31. Calculo del Intervalo de confianza.....	100

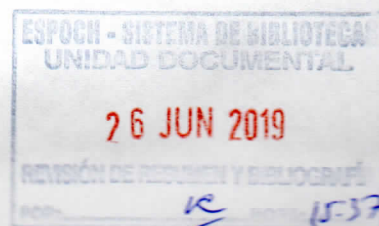
ÍNDICE ANEXOS

- Anexo A.** Definición de unidades físicas
- Anexo B.** Tipo de proceso a simularse
- Anexo C.** Sustancias y compuestos en la simulación del proceso
- Anexo D.** Registro de mezclas
- Anexo E.** Carga para el tanque de almacenamiento
- Anexo F.** Parámetros de diseño de los equipos
- Anexo G.** Definición de costos de los equipos
- Anexo H.** Definición de características mecánicas de los equipos
- Anexo I.** Definición de aditivos de los equipos
- Anexo J.** Programación del funcionamiento del equipo
- Anexo K.** Definición de rendimiento del equipo
- Anexo L.** Ingreso de comentarios
- Anexo M.** Definición de asignaciones del equipo
- Anexo N.** Ajuste de costos de operación de cada sección del proceso
- Anexo O.** Definición de la estequiometría de reacción en el fermentador
- Anexo P.** Períodos de tiempo del uso de equipos
- Anexo Q.** Características flujo de entrada al tanque V-101 (Fuente de carbono)
- Anexo R.** Características flujo de entrada al tanque V-101 (Agua)
- Anexo S.** Características flujo de entrada al fermentador FR-101 (Pasteurizado 1)
- Anexo T.** Características flujo de salida del secador rotatorio RDR-101 (Producto final)

RESUMEN

La evaluación del proceso de producción de ácido cítrico por fermentación con el uso de *Aspergillus niger* para la empresa Hetween Cía. Ltda., se realizó a través de cuatro modelos de simulación con el uso de un software para procesos, los parámetros de diseño fueron proporcionados por la empresa, que se ingresaron a la plataforma de cálculo, posteriormente los resultados obtenidos en cada modelo se analizaron técnica y económicamente, lo que permitió determinar el modelo más óptimo de producción de ácido cítrico (Modelo dos), que determina una cantidad de producción de ácido cítrico de 6 914. 69 ton/año, una inversión total de \$ 31 460 000 junto a un VAN (Valor actual neto) de \$165 000 y un TIR (Tasa interna de retorno) del 8.05%, lo que indica que el proyecto se puede llevar a cabo y resulta rentable en un tiempo de retribución de 8 años. Al modelo escogido se realizó un análisis estadístico descriptivo, aplicando una t-sudent; lo que nos confirma la aceptación de la hipótesis nula que quiere decir que el modelo dos es el más viable al mostrar una gran relación entre la media de producción (19.72 ton/lote) y la producción final del modelo (21.08 ton/lote), con una confiabilidad del 95%. El proceso consta de dos etapas: fermentación y aislamiento, que deben realizarse bajo las condiciones de operación ($T= 25^{\circ}\text{C}$ y $P= 1$ atmósfera en la mayoría de las operaciones) y las condiciones óptimas de fermentación para el *Aspergillus niger* ($T= 35^{\circ}\text{C}$, $\text{pH}= 5.8$ y $P= 1$ atmósfera) que son adecuadas para obtener un producto de calidad que pueda ofertarse en el mercado nacional como internacional. Finalmente, se comprueba que el uso de software permite desarrollar estudios técnicos sin la necesidad de recurrir a largos períodos de tiempo con análisis experimentales en laboratorio, es decir, nos ahorra: tiempo, costos de pre-diseño y errores.

Palabras clave: INGENIERIA Y TECNOLOGIA QUIMICA, PROCESOS INDUSTRIALES, SIMULACIÓN/ SUPERPRO DESIGNER (SOFTWARE) / FERMENTACIÓN/ MODELOS DE SIMULACIÓN/ VARIABLES/ PARÁMETROS DE OPERACIÓN.



CAPÍTULO I

1. INTRODUCCIÓN

El ácido cítrico (ácido 2-hidroxi-1,2,3-propanotricarboxílico), es un ácido orgánico que se encuentra de forma natural en las frutas, como el limón y la naranja. Pero puede sintetizarse en laboratorio a partir de microorganismos. Se aisló por primera vez a partir del zumo de limón mezclado con cal y disolviendo el precipitado con ácido sulfúrico. A principios del siglo XX, la obtención de ácido cítrico era a partir de limones, pero a mediados del mismo siglo se observó que era más rentable producir ácido cítrico a partir de la fermentación de microorganismos (Sánchez , Ortiz y Betancourt, 2004, p. 43- 45).

Según Kumar & Jain (2008), en su investigación: “Solid state fermentation studies of citric acid production”, sostienen que alrededor del 99% de la producción mundial de ácido cítrico se da por procesos microbianos. El producto se comercializa como un ácido anhidro o monohidratado, se espera una producción anual de 1.5 millones de toneladas de las cuales aproximadamente el 70% se utiliza en la industria de alimentos y bebidas como acidificante o antioxidante para preservar o mejorar los sabores y aromas de jugos de frutas, helados y mermeladas. 20% se usa, en la industria farmacéutica como antioxidante para conservar las vitaminas, efervescentes, correctores de pH o en la forma de citrato de hierro como fuente de hierro para el cuerpo, así como en tabletas, ungüentos y preparaciones cosméticas. El 10% restante se utiliza en la industria química como un agente de formación de espuma para el ablandamiento y el tratamiento de los textiles. En la metalurgia, se usa para el abrillantado y eliminación del óxido en metales como el cobre y aleaciones como el latón. El ácido cítrico también se utiliza en la industria de los detergentes como un sustituto de fosfato, debido al menor efecto eutrófico (p. 644- 645).

En Ecuador no se produce ácido cítrico a nivel industrial, este se exporta desde Alemania, Estados Unidos, China, Colombia y otros países lo cual eleva el costo de importación, es por esto el desarrollo de un proyecto técnico-investigativo mediante el uso de un software que permita evaluar y diseñar un proceso de producción industrial de ácido cítrico a partir del hongo *Aspergillus niger*. La utilización de este tipo de herramientas computacionales permite al profesional el ahorro de dinero y tiempo que requieren los ensayos de laboratorio tradicionales o procesos en equipos prototipos.

ABSTRACT

The production process of citric acid is evaluated through fermentation by using *Aspergillus niger* microorganism for Hetween Cía. Ltd company; This procedure was carried out through four simulation models with the use of a software for processes, the design parameters were provided by the company, which were entered into the calculation platform, subsequently the results obtained in each model were analyzed technically and economically, which allowed to determine the most optimal model of citric acid production model (model two), which determines an amount of citric acid production of 6 914. 69 tons per year, a total investment of \$ 31 460 000 together with a NPV (Net Present Value) of \$165 000 and an IIR (Internal Rate of Return) of 8.05%, which indicates that the project can be conducted and it is profitable in an 8-year compensation period. To the selected model, a descriptive statistical analysis was carried out, applying a t- student; This confirms the acceptance of the null hypothesis which means that model two is the most viable, showing a great relationship between the production average (19.72 tons/lot), and the final production of the model (21.08 tons/lot), with a 95% reliability. The process consists of two stages: fermentation and isolation, which must be carried out under the operating conditions (T= 25°C and P= 1 atmosphere in most of the operations) and the optimal fermentation conditions for the *Aspergillus niger* (T=35°C, pH= 5.8 y P= 1 atmosphere) that are adequate to obtain a quality product that can be offered in the national and international markets. Finally, it is verified that the use of computer software allows to develop technical studies without the need to resort to long working hours with experimental laboratory analysis, that is, it saves us: time, pre-design costs and trial errors.

Key words: CHEMICAL ENGINEERING AND TECHNOLOGY, INDUSTRIAL PROCESSES, SIMULATION / SUPERPRO DESIGNER(SOFTWARE) / FERMENTATION / SIMULATION MODELS / VARIABLES / OPERATING PARAMETERS.



El presente proyecto de investigación para la evaluación del proceso de producción de ácido cítrico consta de cuatro capítulos: el Capítulo I inicia con la introducción, problemática y justificación de la investigación. En el capítulo II se determina el marco de referencia en investigaciones previas de este tema, además de la teoría que enfatiza a las operaciones unitarias de todo el proceso. En el Capítulo III se describe la metodología empleada, los cálculos de ingeniería, la simulación del proceso y la factibilidad económica del proyecto. El Capítulo IV consta de la validación de la simulación, la discusión de los resultados, y finalmente se tiene las Conclusiones y Recomendaciones que indican el grado de cumplimiento de los objetivos e hipótesis planteados al inicio del estudio.

1.1. Problema de Investigación

1.1.1. Situación problemática

El diseño tradicional de un proceso de producción de ácido cítrico permite identificar las variables y especificaciones inherentes al mismo, además de incurrir en costos innecesarios y ensayos de laboratorios que puede llevar a errores o largos períodos de tiempo. Problemática que puede ser subsanada mediante la evaluación de los procesos, con el uso de la simulación a través de softwares.

En la actualidad resulta costoso para las empresas diseñar una planta o un equipo piloto para determinar la factibilidad de un proceso, es por eso que se busca la forma de optimizar tiempo y dinero usando softwares de ingeniería que permitan determinar las mejores condiciones de operación de una planta o de un equipo.

El elaborar una planta a escala piloto, implica costos e incluso el difícil acceso a materiales de tamaño reducido, si el proceso es complejo dificulta la determinación de los parámetros bajo los cuales se debe operar para obtener una eficiencia alta, así las evaluaciones de un proceso con el uso de simulaciones nos evitan estos gastos económicos y de tiempo con la finalidad de optimizar el proceso.

1.1.2. Formulación del problema

¿Con el uso de un software, será posible la evaluación de un proceso de producción de ácido cítrico por fermentación con *Aspergillus niger*?

1.2. Justificación del proyecto

Ecuador se ha planteado en los últimos cinco años como objetivo, el cambio de la matriz productiva nacional, intentando cambiar la producción petrolera que es la principal actividad industrial de ingreso de divisas hacia nuestro país, por otro tipo de industria, servicios y productos. Así como, el deseo de industrializar la materia prima que es producida en nuestro país con el fin de dar valor agregado a sus residuos industriales, los cuales deben cumplir con las normas internacionales para hacer posible su exportación.

En este punto la empresa HETWEN, dedicada al diseño, automatización y estudio de pre factibilidad técnico-económico de procesos industriales mediante contratación directa por parte de sus clientes, actualmente tiene en sus manos realizar el estudio de un proceso de producción de ácido cítrico por fermentación usando *Aspergillus niger*, para lo cual es necesario realizar el diseño, evaluación y simulación de dicho proceso a través de la aplicación del software.

Según Cara, Gómez, Martínez, Rosas y Fernández (s/f.) en la publicación de su póster “Aplicación de SuperPro Designer en el análisis de sensibilidad en instalaciones para la producción de biocombustibles y bioproductos”, SuperPro Designer, es un software de gran utilidad que se aplica a la simulación y análisis de procesos. A su vez, ésta plataforma presenta una herramienta de análisis de costes y emisiones lo que la hace muy versátil en cuanto a su utilización en diferentes campos de ingeniería, producción y ecología, que pueden surgir durante las etapas de producción, por ejemplo, se puede optimizar un proceso o diseñar nuevos procesos. Además, el diseñar un proceso con el uso de un software permite determinar la secuencia de etapas, mejorar la calidad del producto, mejorar la predecibilidad del proceso y generar la información adecuada y diferenciada para los interesados.

Con la realización de este proyecto, se pretende aportar con una guía al diseño de este tipo de procesos a través del uso de nuevas herramientas. Además de identificar la pre factibilidad técnica-económica de la producción del ácido cítrico en nuestro país.

1.3. Objetivos de la investigación

1.3.1. Objetivo general

- ✓ Evaluar el proceso de producción de ácido cítrico por fermentación con el uso de *Aspergillus niger*.

1.3.2. Objetivos específicos

- ✓ Diseñar el proceso de producción de ácido cítrico por fermentación con el uso de *Aspergillus niger*.
- ✓ Simular el proceso de producción de ácido cítrico mediante el software SuperPro Designer.
- ✓ Determinar las condiciones y variables óptimas de operación del proceso.
- ✓ Determinar costos de producción para el análisis económico a través de índices de rentabilidad.

1.4. Hipótesis

La evaluación de un proceso mediante simulación, si desarrollará un sistema de producción adecuado de ácido cítrico con el uso de *Aspergillus niger*?

1.4.1. Hipótesis específica

- ✓ El diseño del proceso ácido cítrico a partir de *Aspergillus niger*, determinará una adecuada producción del ácido por fermentación usando como sustrato melaza?
- ✓ La simulación del proceso de producción de ácido cítrico con el uso del software Super Pro Designer, permitirá el aseguramiento de la calidad y la mejora del proceso, además de la predecibilidad del proyecto?
- ✓ Con el análisis de los costos de producción, se determinará si el proyecto es factible tanto técnico como económicamente para su implementación?

CAPÍTULO II

2. MARCO DE REFERENCIA

2.1. Antecedentes de la Empresa

HETWEN Cia. Ltda. tiene su casa matriz en la provincia de Tungurahua, cantón Ambato Calle Oscar Efrén Reyes y Benjamín Carrión 5, Miñarica Ii. Nace en el 2012 como una empresa dedicada a prestar servicios de asesoría en el diseño y construcción de plantas de tratamientos de agua residual, así como el diseño de equipos y procesos industriales a nivel nacional tanto para el sector público como para el sector privado.

La empresa HETWEN, se dedica al diseño, automatización, simulación y estudio de pre factibilidad de procesos industriales mediante contratación directa por parte de sus clientes; por ejemplo, procesos biotecnológicos como la fermentación mediante el uso de biorreactores, procesado biológico, biodecantación, biopulping, bioblanqueo, biodesulfurización, biorremediación, biofiltración y fitorremediación.

2.2. Antecedentes de la Investigación

En 1917, Currie sostiene que el ácido cítrico y el ácido oxálico se acumulan en las especies de *Aspergillus niger*, además, define las condiciones de cultivo para reducir de forma considerable la producción de ácido oxálico, el cual es un sub producto contaminante. Marcando este año, el inicio de la producción industrial de ácido cítrico por medio de procesos biotecnológicos.

Sáez, Flores y Cadavid (2002), en su estudio “Caracterización de una cepa nativa de *Aspergillus niger* y evaluación de la producción de ácido cítrico”, sostienen que la cepa nativa de *Aspergillus niger* AL01 es muy baja productora de ácido cítrico, al comparar su productividad con la de cepas que han sido mutadas o seleccionadas para producir altas cantidades de ácido cítrico, Además, realiza una comparación en dos medios para obtener ácido cítrico: medio a base de sacarosa y medio a base de almidón, siendo el primero la opción que genera mayor rendimiento (p.34-39).

Aunque la producción de ácido cítrico está liderada por el uso de *Aspergillus niger*, en los años 60 se investigaron miembros del género *Cándida*, con una capacidad del 100% de rendimiento de producción de ácido cítrico a partir de hidrocarburos, siendo relegada en su momento por el costo elevado del petróleo. En la actualidad se han identificado levaduras y bacterias que acumulan ácido cítrico a partir de glucosa (García, Quintero, & López, 2004, p. 553), sin encontrarse en datos bibliográficos de su utilización en procesos industriales.

Rivada (2008) en su proyecto “Planta de producción industrial de ácido cítrico a partir de melazas de remolacha”, describe un proceso para la obtención del ácido. Usa como materia prima la melaza de remolacha, que es la fuente de carbono en la que crece el microorganismo (*Arpergillus niger*). El proceso inicia con una fermentación en presencia de aire y agitación, que permiten el crecimiento hasta una fase terminal del microorganismo, donde tiene lugar la mayor producción de ácido cítrico. Luego, mediante una primera filtración se separan las células muertas del hongo del resto de caldo de cultivo, que necesita mezclarse con una lechada de cal, para formar un precipitado de citrato de calcio. Al añadir ácido sulfúrico al precipitado, se obtiene ácido cítrico y un residuo de sulfato de calcio. Para eliminar el agua del ácido cítrico que se forma en esta etapa es necesario llevarlo a evaporación y secado con el fin de eliminar la humedad (p. 1-67).

Según Muñoz, Sáenz, López, Cantú y Barajas (2014) en su estudio de Ácido cítrico: Compuesto interesante; describe la producción de ácido cítrico a partir de melazas de remolacha, consideradas un subproducto de las plantas azucareras y un excelente medio de cultivo para el hongo *Aspergillus niger*, que en la actualidad es el que más se usa en la producción del ácido. Da a conocer además los usos del ácido como es en la industria de alimentos, en la farmacéutica, en la elaboración de cosméticos, en la limpieza de metales y en la agricultura. Detalla brevemente el esquema de un biorreactor para la producción de ácido cítrico que consta de: un tanque de fermentación, un depósito para el caldo de cultivo, un esterilizador de caldo, un depósito para la introducción del inóculo, un inyector de aire, un esterilizador de aire, un nebulizador de aire, un agitador, calefacción-refrigeración para regular la temperatura, un sensor para la regulación automática de la temperatura y sensores para la regulación automática del pH y oxígeno (p. 2-6).

Según Pérez (2016), en su estudio “Oportunidades de producción de ácido cítrico por vía fermentativa a partir de sustratos azucarados en Cuba”, realiza una comparación de tres sustratos azucarados para

obtener ácido cítrico: mieles finales de caña, azúcar de refino y suero de leche, en donde se determina que a partir de mieles finales de caña se logra producir altas concentraciones de ácido cítrico por fermentación, en menor tiempo en comparación a los otros sustratos (p. 2-8).

En cuanto a estudios referentes al ácido cítrico tenemos:

El ácido cítrico tiene múltiples aplicaciones, pero se usa principalmente como acidulante de refrescos y bebidas, ya que les proporciona sabor y acidez, además, por sus características de atrapa metales, evita la turbidez y el deterioro de las propiedades de dichas bebidas. En otras industrias del sector alimenticio se usa, tanto el ácido cítrico como sus sales, como saborizante y conservante (Muñoz, Sáenz, López, Cantú y Barajas, 2014, p.20).

En el sector farmacéutico el ácido cítrico y sus sales se usan para la fabricación de pastillas o polvos efervescentes, también se aprovecha su efecto antioxidante, antimicrobiano y anticoagulante (Sánchez , Ortiz y Betancourt, 2004, p. 44). Otros sectores que usan ácido cítrico son: industria cosmética, industria textil, industria agrícola e industria de detergentes (principalmente para la elaboración de detergentes biodegradables) (Rivada, 2008, p. 25).

En cuanto a estudios referentes a simuladores tenemos:

Drake (2008), sostiene que un proceso de desarrollo de software es la descripción de una secuencia de actividades que es una guía para un equipo de trabajadores, con el fin de generar un proceso y un conjunto coherente de productos. El objetivo básico de una simulación es predecir el costo, mantener un nivel de calidad y predecir el tiempo de desarrollo (p. 1-3).

SuperPro Designer, es una herramienta de gran utilidad en el uso de programas informáticos aplicados a la simulación y análisis de procesos. Este software proporciona la respuesta esperada en los procesos industriales en función de las modificaciones planteadas en el mismo. A su vez, ésta plataforma presenta una herramienta de análisis de costes y emisiones, lo que la hace muy versátil en cuanto a su utilización en diferentes asignaturas relacionadas con los procesos fermentativos, ambientales, energías renovables y de producción química (Cara, Gómez, Martínez, Rosas y Fernández, s/f., p. 1).

Tabla 1-2: Detalle de los artículos científicos analizados

Autor (es) (Año)	Nombre del Artículo	Revista	Código DOI
(Sáez, Flórez, & Cadávid, 2002)	Caracterización de una cepa nativa de <i>Aspergillus niger</i> y Evaluación de la producción de ácido cítrico	Revista Universidad: EAFIT	
(Schuster, Dunn, & Frisvad, 2002)	On the safety of <i>Aspergillus Niger</i> - a review	Appl Microbiol Biotechnol	10.1007/s00253-002-1032-6
(Baker, 2006)	<i>Aspergillus niger</i> genomics: Past, present and into the future	Medical Mycology	10.1080/13693780600921037
(Papagianni, 2007)	Advances in citric acid fermentation by <i>Aspergillus niger</i> : Biochemical aspects, membrane transport and modeling	Biotechnology Advances	10.1016/j.biotechadv.2007.01.002
(Muñoz, Sáenz, López, Cantú, & Barajas, 2014)	Ácido cítrico: compuesto interesante	Revista Científica de la Universidad Autónoma de Coahuila	
(Okewale, Igbokwe, & Babayemi, 2015)	Design of Pilot Plant Packed Column for the Dehydration of Water from Ethanol-Water Mixtures	Advances in Chemical Engineering and Science	10.4236/aces.2015.52016
(Pérez, Ley, Regla, & González, 2016)	Oportunidades de producción de ácido cítrico por vía fermentativa a partir de sustratos azucarados en Cuba	Centro Azúcar	ISSN: 22234861

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

2.3. Bases teóricas

2.3.1. Equipos utilizados en el proceso de producción de ácido cítrico

2.3.1.1. Tanque de mezclado

Como se puede ver en la **Figura 1-2**, es un tanque cilíndrico vertical con una altura-diámetro-líquido, igual a uno, se utiliza a menudo como punto de base para diseñar los tanques de mezcla. Para la mezcla y la suspensión sólida, la relación óptima de la relación entre la profundidad del líquido y el tanque-diámetro para la potencia mínima es usualmente de aproximadamente 0.6 a 0.7.

Un solo impulsor puede funcionar normalmente a coberturas líquidas de $0.5D$ a $2D$ (donde D es el diámetro del impulsor). La colocación de un impulsor se rige más a menudo por los requisitos de mezcla durante el "drenaje" (vaciado del recipiente) que por las condiciones óptimas del proceso. Los impulsores de flujo axial múltiples tienen menos tendencia a producir patrones de flujo separados - uno por impulsor- que los impulsores de flujo radial múltiples, con el aumento de la viscosidad del lote, sin embargo, los patrones de flujo que producen se vuelven más radiales, y la tendencia a la mezcla de zonas aumenta. Si los impulsores de flujo axial están colocados demasiado cerca entre sí, pueden comportarse como un solo impulsor más grande. Cuando esto ocurre hay una disminución en la cantidad de potencia extraída por los impulsores y una disminución en la capacidad de bombeo.



Figura 1-2: Fotografía de almacenamiento del lote en un tanque de mezclado

Fuente: (Lianhe Chemical Technology Co., 2019)

Los impulsores de flujo radial deben estar normalmente separados por lo menos 1.5 D, y la cobertura más efectiva es de 1/2 a 1 1/2 diámetros del impulsor, dependiendo de los requerimientos para el movimiento superficial. Si el impulsor está situado demasiado cerca del fondo del tanque, en particular con los impulsores de disco, los patrones de flujo tienden a desarrollar un remolino (en la parte inferior), y la zona de bombeo inferior del impulsor se estrangula considerablemente. Si se colocan varios impulsores demasiado juntos, existe un punto crítico en el que se interrumpe el flujo entre ellos y los impulsores se comportan como un solo impulsor. Por lo tanto, hay restricciones más importantes en la ubicación del impulsor para lograr resultados satisfactorios.

Normalmente el comportamiento de fondos planos, fondos de platos ASME o tanques cono de poca profundidad (menos de 15°) es esencialmente equivalente. Sin embargo, esto no siempre es cierto para aplicaciones de suspensión de sólidos muy sensibles. Con fondos esféricos o conos profundos, se puede requerir algún grado adicional de deflectores para evitar remolinos severos en esas áreas. Los tanques cilíndricos horizontales se usan comúnmente, y se considera cuidadosamente las distancias entre los impulsores y los componentes del tanque. Pero no hay razón para que los tanques cilíndricos horizontales no puedan utilizarse para una mezcla adecuada.

El flujo axial o el impulsor de flujo radial en los tanques sin deflectores que contienen fluidos de baja viscosidad tienden a agitarse y producir vórtices que casi siempre son indeseables. La instalación de deflectores destruye estos vórtices y promueve un flujo que conduce a una buena mezcla.

El término deflectores estándar se refiere generalmente a cuatro deflectores verticales en un tanque cilíndrico, cada uno de los cuales está entre un décimo y un doceavo del diámetro del tanque en anchura. En la práctica normal, hay un espacio entre el deflector y la pared del tanque igual a aproximadamente un tercio de la anchura del deflector. También se desea mantener los deflectores fuera del fondo del tanque en la misma cantidad para evitar que los sólidos se depositen.

2.3.1.2. Filtro de marco y placa

Como se puede apreciar la **Figura 2-2** que consiste en una serie de placas y marcos colocados alternadamente; las tortas se acumulan dentro del marco. El paño, tiene la función de medio filtrante, se apoya sobre un material ondulado. Dentro del equipo existen puertos de descarga de purines y

filtrado que son dirigidos hacia el exterior como desecho o como continuación del proceso de producción respectivamente.



Figura 2-2: Fotografía del filtro de placa y marco

Fuente: (Lianhe Chemical Technology Co., 2019)

2.3.1.3. Columna empacada de adsorción cromatográfica

En la **Figura 3-2**, se tiene una columna empacada de adsorción, puede ser operada en serie o en paralelo. Hay dos tipos de afluentes para columnas de lecho fijo, flujo descendente y flujo ascendente.

La ventaja de un diseño de flujo descendente es que la adsorción de compuestos orgánicos y la filtración de sólidos suspendidos se pueden realizar en una sola etapa. Aunque se han utilizado reactores de lecho fijo de flujo ascendente, se usan más comúnmente lechos de flujo, para disminuir la posibilidad de acumulación de material particulado en el fondo del lecho, donde el material particulado sería difícil de eliminar por lavado posterior. Se pueden emplear ensayos de columnas a pequeña escala para simular el rendimiento potencial del adsorbente y los resultados obtenidos extrapolados en el diseño a escala completa (Okewale, Igbokwe, & Babayemi, 2015, p. 153-155).



Figura 3-2: Fotografía de columna empacada de adsorción cromatografía
Fuente: (Green Planet Technologies, 2019)

Bajo el flujo continuo del afluente, la zona de adsorción en equilibrio se desplaza hacia abajo a través del lecho. La ruptura y el agotamiento se definen como los fenómenos cuando las proporciones de las concentraciones de efluente a afluente son del 5% y del 95%, respectivamente. Los valores de avance y agotamiento de las columnas se usan a menudo para evaluar los parámetros de adsorción en sistemas de adsorción de columna. La columna empacada puede diseñarse utilizando dos enfoques, un procedimiento de ampliación y un enfoque cinético. En ambos enfoques se requiere una curva de avance de la columna de ensayo, ya sea de laboratorio o piloto, y la columna debe ser lo más grande posible para minimizar los efectos de pared lateral (Okewale, Igbokwe, & Babayemi, 2015, p. 156).

2.3.1.4. Sistema de pasteurización

En la **Figura 4-2**, se indica un pasteurizador. La pasteurización es un tratamiento térmico relativamente suave, en el que los alimentos se calientan por debajo de los 100°C.



Figura 4-2: Fotografía de un pasteurizador

Fuente: (GEA Group, 2019)

En los alimentos de bajo contenido de ácido (pH 4.5, por ejemplo, leche) se utiliza para minimizar los posibles riesgos para la salud de los microorganismos patógenos y extender la vida útil de los alimentos durante varios días. En los alimentos ácidos (pH 4.5, por ejemplo, fruto embotellado) se utiliza para extender la vida útil durante varios meses mediante la destrucción de microorganismos que deterioran los productos (levaduras o mohos) y / o la inactivación enzimática. En ambos tipos de alimentos, se producen cambios mínimos en las características sensoriales o en el valor nutritivo. En el caso del proceso de producción de ácido cítrico se utiliza para destruir microorganismos que producen la fermentación (College of Science & Tecnology, 2017).

2.3.1.5. Fermentador microbiológico industrial

También conocido como biorreactor, se muestra en la **Figura 5-2**, es un recipiente especial, diseñado para soportar el crecimiento de alta concentración de microorganismos. Debe estar concebido de

modo que pueda proporcionar el ambiente o condiciones que permitan apoyar el crecimiento de los microorganismos. Los biorreactores son recipientes comúnmente cilíndricos con la parte superior hemisférica y / o el fondo, el tamaño puede ser de algunos litros a varios metros cúbicos, y son a menudo de acero inoxidable. Los tamaños del biorreactor pueden variar en orden de magnitudes. La célula microbiana (pocos mm^3), un matraz de agitación (100-1000 ml), un fermentador de laboratorio (1 - 50 l), una escala piloto (0,3 - 10 m^3) a escala de la planta (2 - 500 m^3) son todos ejemplos de biorreactores.

El diseño y modo de operación de un fermentador depende principalmente de las condiciones de operación óptimas requeridas por el microorganismo para la formación del producto objetivo, el valor del producto y la escala de producción. El diseño también tiene en cuenta la inversión de capital y el costo de funcionamiento.

Los productos de gran volumen y de bajo valor, como las bebidas alcohólicas, necesitan fermentadores simples y no necesita condición aséptica. Los productos de alto valor y bajo volumen requieren un sistema de operación más aséptica. Los biorreactores difieren de los reactores químicos convencionales en el sentido de que soportan y controlan entidades. Los organismos biológicos, por su naturaleza, mutarán, lo que puede alterar la bioquímica de la biorreacción o las propiedades físicas del organismo. Análogamente a la catálisis heterogénea, desactivación o mortalidad y los promotores o coenzimas influyen en la cinética de la biorreacción. Aunque la mayoría de los aspectos fundamentales de ingeniería y diseño de biorreactores son similares, manteniendo la actividad biológica deseada y eliminando o minimizando los efectos indeseados, las actividades a menudo presentan un mayor reto que los reactores químicos tradicionales normalmente requieren.

Otras diferencias clave entre los reactores químicos y los biorreactores son la selectividad y la velocidad. En biorreactores, una mayor selectividad, es decir, la medida de la capacidad del sistema para (sobre otros resultados), es de importancia primordial. De hecho, la selectividad es importante en la producción de moléculas relativamente complejas tales como antibióticos, esteroides, vitaminas, proteínas y ciertos azúcares y ácidos orgánicos. Con frecuencia, la actividad y la selectividad deseada se produce en un intervalo sustancialmente menor de condiciones que las presentes en los convencionales. Además, la desactivación de la biomasa a menudo presenta consecuencias más graves que una alteración química.

El diseño de un fermentador o biorreactor también debe tener en cuenta los aspectos únicos de los procesos biológicos. Las concentraciones de materiales de partida (sustratos) y productos en la mezcla de reacción son frecuentemente bajas; tanto los sustratos como los productos pueden inhibir el proceso. El crecimiento celular, estructura de las enzimas intracelulares y la formación del producto dependen de las necesidades nutricionales (sales, oxígeno) y el mantenimiento de condiciones biológicas óptimas (temperatura, concentración de reactivos y pH) dentro de límites estrechos. Determinadas sustancias inhibitoras, precursores, productos metabólicos influyen en el mecanismo de las reacciones y la regulación intracelular (Jagani, 2010, p. 261- 267).



Figura 5-2: Fotografía de fermentadores microbiológicos industriales
Fuente: (KINNEK, 2019)

Los microorganismos pueden metabolizar materias primas no convencionales o incluso contaminadas (celulosa, melaza, aceite mineral, almidón, aguas residuales, aire de escape, residuos biogénicos), un proceso que es frecuentemente llevado a cabo en medios altamente no viscosos y no newtonianos. En contraste con las enzimas aisladas o los catalizadores químicos, los microorganismos adaptan la actividad de sus enzimas a las condiciones del proceso. Las mutaciones de los microorganismos pueden ocurrir bajo condiciones biológicas no óptimas. La masa microbiana puede aumentar a medida que progresa la conversión bioquímica. Efectos tales como el crecimiento en las paredes, puede ocurrir floculación o autólisis de microorganismos durante la reacción. Los biorreactores continuos a menudo presentan un comportamiento dinámico complicado (Jagani, 2010, p. 269).

2.3.1.6. Tanque de fondo plano de almacenamiento de lotes

Los tanques de lote, como se muestra en la **Figura 6-2**, están diseñados para aplicaciones en interiores. Perfecto para sistemas de montaje químico / mezclador por lotes, así como muchas otras aplicaciones. Tanto los soportes de polietileno como los de metal (cuando se utilizan con el adaptador de soporte vertical) están disponibles para los tanques de lote verticales.



Figura 6-2: Tanque de fondo plano

Fuente: (SBS Ayrshire Ltd., 2019)

El diseño de los tanques de fondo plano de almacenamiento por lotes, se basa en la determinación del volumen total del tanque, puede estar acompañado de soportes y en dependencia del producto químico a ser almacenado tendrá puertos para la salida de emisiones o conexiones de tuberías que van hacia bombas para transportar el líquido a otro lugar de la planta.

2.3.1.7. Filtro rotatorio convencional/al vacío

En la **Figura 7-2**, se muestra un filtro rotatorio. La porción del cilindro (tambor rotatorio) sumergida en el canal es sometido al vacío. Una capa de sólidos se asienta en el tambor mientras el líquido se drena a través de tela, ranuras, compartimientos y tuberías al tanque, que recoge el agua filtrada.

En la zona de lavado / secado; se elimina el vacío; las tortas se eliminan por el desguace con un cuchillo o cuchilla. El proceso es continuo mientras que el filtro de prensa de placa y marco es un proceso por lotes.



Figura 7-2: Filtro rotatorio convencional al vacío

Fuente: (Green Planet Technologies, 2019)

Los principios de diseño del filtro rotatorio son los mismos que los utilizados para el filtro prensa de placas y marcos.

2.3.1.8. Cristalizador continuo

En la **Figura 8-2**, se muestra un cristalizador. La cristalización es uno de los métodos más antiguos conocidos para recuperar sólidos de una solución. Los chinos, por ejemplo, estaban usando la cristalización para recuperar la sal común del agua hace unos 5000 años. La perfección y la belleza del cristal que fascinó a las primeras tribus ahora conducen a un producto de alta pureza y apariencia

atractiva. Para producir cristales de un tamaño uniforme, un producto que tiene buen flujo, manejo, embalaje y almacenamiento (Castillo, 2012, p. 2-8).



Figura 8-2: Cristalizador continuo por evaporación

Fuente: (HR Engineering Co., 2019)

A menudo se piensa que la cristalización es más un arte que una ciencia. Aunque algunos de los aspectos del arte son necesarios para el control de un cristalizador, el descubrimiento por Miers de la región meta estable de los saturados ha permitido abordar el crecimiento de los cristales en un tamaño de una manera científica (Mullin, 1972, p. 156-160).

Para producir sólidos cristalinos puros de una manera eficiente, el diseñador del equipo de cristalización toma medidas para asegurar el control de:

- ✓ La formación de una solución sobresaturada
- ✓ La aparición de núcleos de cristal
- ✓ El crecimiento de los núcleos hasta el tamaño deseado

La primera consideración del diseñador del equipo es el control de la formación de una solución saturada. Para ello, es necesario comprender el campo de la sobresaturación. La tabla de solubilidad divide el campo de la solución en dos regiones: la región sub saturada donde la disolución disolverá más del soluto en las condiciones existentes, y la región sobresaturada. Antes de que Miers identificara el campo meta estable, se pensó que una solución con una concentración de soluto mayor que la cantidad de equilibrio formaría inmediatamente núcleos. La investigación de Miers y las conclusiones de investigadores subsiguientes determinaron que el campo de la sobresaturación consiste en al menos tres regiones poco identificadas (Castillo, 2012, p. 7):

- 1) Región meta estable - donde el soluto excede la concentración de equilibrio, se depositará en cristales existentes, pero no se forman nuevos núcleos.
- 2) Región intermedia - donde el soluto en exceso de concentración del equilibrio, se depositará en los cristales existentes y se forman núcleos.
- 3) Región sobre saturada o lábil, donde los núcleos se forman espontáneamente desde una solución clara.

El diseñador del equipo desea controlar el grado de sobresaturación de la solución en la región meta estable al diseñar un cristalizador discontinuo. En esta región, donde el crecimiento se produce sólo en los cristales existentes, todos los cristales tienen el mismo tiempo de crecimiento y se obtiene un tamaño de cristal muy uniforme (Mullin, 1972, p. 162).

Además, se debe controlar el grado de sobresaturación en los límites inferiores del producto intermedio de la región. En la cristalización continua, es necesario reemplazar cada cristal eliminado del proceso con un nuevo núcleo. Las soluciones de la mayoría de los productos químicos orgánicos, por regla general, son de un grado considerablemente mayor de sobresaturación que los productos químicos inorgánicos. La formación de núcleos cristalinos requiere una orientación definida de las moléculas en la solución. Esto requiere la orientación adecuada de varias moléculas en el momento de una colisión aleatoria. Dado que el número de posibles orientaciones aumenta con la creciente complejidad de la molécula, considerablemente mayor a los grados de sobresaturación para soluciones de productos químicos con moléculas complejas (Castillo, 2012, p. 8).

Cristalizador por evaporización, un cristalizador correctamente diseñado debe resultar en un tiempo razonablemente largo a intervalos entre salidas limpias, crecimiento uniforme de los cristales y el recipiente mínimo de vaporización para reducir el arrastre. Estos objetivos son alcanzados al mantener la super saturación muy por debajo del límite superior de la región meta estable en todas las partes del cristalizador y manteniendo una suspensión fluidizada de cristales en el recipiente de crecimiento de cristales para proporcionar superficie suficiente para la des supersaturación (Mullin, 1972, p. 165-167).

Diseño de cristalizador, la primera y más importante información requerida es una curva de solubilidad. Si los datos de solubilidad para la solución específica no están disponibles, se deberá proporcionar información que sea al menos representativa. El siguiente conjunto de información requerida son las propiedades físicas de las soluciones. Estos son viscosidad, calor específico, gravedad específica, punto de ebullición y conductividad térmica. La disponibilidad de los datos dará al diseñador la información necesaria para hacer una "estimación" inteligente de los valores de propiedades físicas que faltan.

El tercer conjunto de datos incluye las variables establecidas por la planta. Estas son la calidad y la cantidad de servicios públicos disponibles; composición, temperatura y cantidad de la solución; y finalmente, la tasa de producción deseada y la calidad (tamaño distribución) del producto final. Los datos finales que el diseñador espera para los datos de la planta piloto de las pruebas que él ha realizado. Es aquí donde el diseñador determina el nivel de sobresaturación que la solución puede soportar, la superficie de cristal requerida de supersaturación, el efecto de la nucleación secundaria y el tiempo de residencia necesaria para el crecimiento hasta el tamaño deseado. Algunos de estos valores se miden directamente, mientras que otros están implicados por mediciones indirectas.

Aunque los principales proveedores de equipos de cristalización tienen experiencia y pueden diseñar a menudo equipos que funcionen satisfactoriamente a partir de la curva de solubilidad y los valores para las propiedades, todavía es aconsejable llevar a cabo estudios de planta piloto sobre soluciones de una planta comercial operativa o planta piloto de proceso. La presencia de impurezas, el pH de la solución y la solubilidad del producto en la temperatura de funcionamiento tienen un efecto sobre la velocidad de crecimiento de la pureza. Al ejecutar soluciones comerciales en una planta piloto, el

diseñador puede detectar problemas que pueden surgir durante el proceso de cristalización y posibles problemas generales del proceso (Castillo, 2012, p. 8).

2.3.1.9. Secador rotatorio

La operación de secado tiene los siguientes fundamentos:

- ✓ Eliminación de un líquido de un sólido / semisólido / líquido para producir un producto sólido por entrada de energía térmica que causa el cambio de fase (A veces convierte humedad sólida en vapor por sublimación, por ejemplo, liofilización con aplicación de calor).
- ✓ Es necesario para fines de conservación y almacenamiento, reducción en el costo de transporte, etc.
- ✓ Operación más común y diversa con más de cien tipos de secadores en uso a nivel industrial.
- ✓ Compite con la destilación como la operación más intensiva en uso de energía.

La operación de secado basada en la entrada de calor se divide en:

1) *Directo (convectivo)*

Como se muestra en la **Figura 9-2**, el medio de secado contacta directamente con el material a secar y lleva la humedad evaporada hacia el exterior del secador.

2) *Indirecto (Contacto, Conducción)*

Como se muestra en la **Figura 10-2**, el calor suministrado por el intercambiador de calor, es decir, el material a secar recibe el calor a través de la pared metálica de un intercambiador de calor, que por lo general son tubos por los que pasan vapor de agua.

3) *Radiante*

Vacío o flujo de gas bajo para transportar la humedad evaporada.

4) *Microondas o RF*

Energía electromagnética absorbida selectivamente por el agua (calentamiento volumétrico).

Típicamente menos del 50% del calor total suministrado en la mayoría de los secadores directos se utiliza para la evaporación. El agua es el disolvente más común eliminado en los equipos secadores (Mujundar, 2016, p. 67).

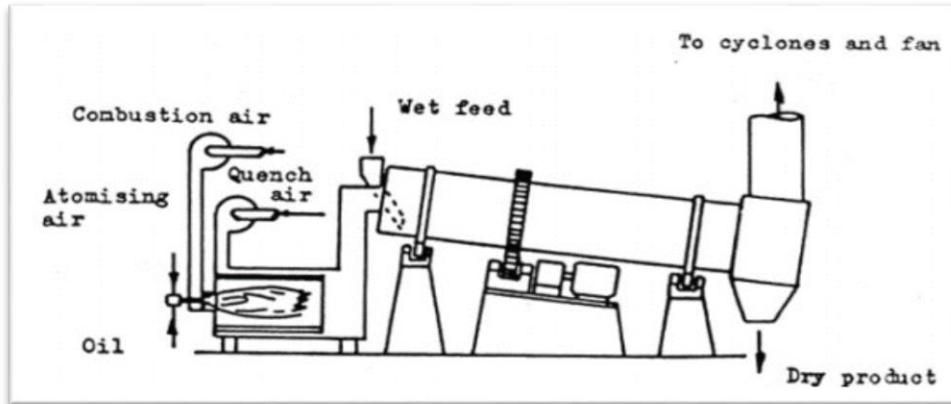


Figura 9-2: Secador rotatorio

Fuente: (Nonhebel & Moss, 1979)

Entre los criterios de selección de un secador pueden citarse a los siguientes:

- ✓ Muchos secadores suelen cumplir especificaciones; por lo tanto, varios secadores pueden hacer un trabajo determinado en general.
- ✓ La elección depende del modo de operación, la forma física de la alimentación y el producto deshidratado deseado; sensibilidad al calor; requerimientos de calidad; tasa de producción; si los disolventes no acuosos están presentes en la alimentación; si el material es tóxico / inflamable, etc.
- ✓ Un criterio clave es que, el secador debe ser capaz de manejar el producto - moverlo desde la alimentación hasta la salida.
- ✓ La energía, el medio ambiente, la seguridad y el costo son consideraciones de selección.

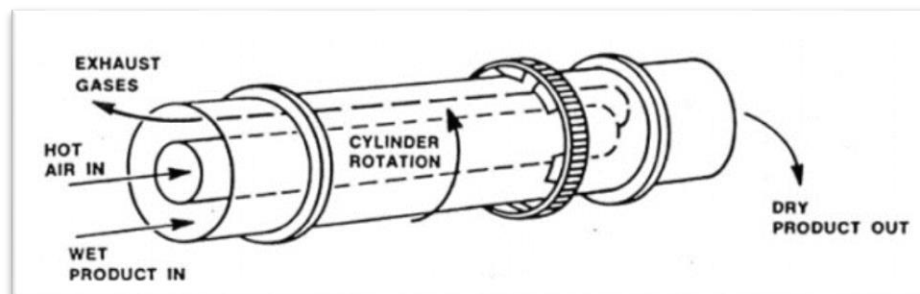


Figura 10-2: Secador rotatorio indirecto

Fuente: (Nonhebel & Moss, 1979)

En la **Figura 11-2**, se indica un secador rotatorio. Entre las principales características de los secadores rotatorios se tiene:

- ✓ Movimiento en cascada combinado con transferencia de calor y masa.

- ✓ Gran capital y costos operativos.
- ✓ Utilizado en fertilizantes, concentrado farmacéutico, plomo y zinc para fundición, cemento.
- ✓ Tamaño de 0,3 a 5 m de diámetro y 2 a 90 m de longitud.



Figura 11-2: Fotografía de un secador rotatorio

Fuente: (Direct Industry, 2019)

2.4. Beneficiarios directos e indirectos

2.4.1. Beneficiarios directos:

La empresa HETWEN y sus clientes constituyen los beneficiarios directos de este proyecto técnico, al obtener el diseño final para la producción de ácido cítrico mediante fermentación por *Aspergillus niger*. Dentro de los beneficiarios directos también se encuentra quién realiza este trabajo técnico, debido a que los altos costos de los paquetes informáticos utilizados y su difícil accesibilidad constituyen en muchos de los casos adquirir conocimiento totalmente nuevo, además de aplicar los conocimientos alcanzados en nuestra alma mater.

2.4.2. Beneficiarios indirectos:

Los beneficiarios indirectos están conformados por estudiantes y personas interesadas en el diseño y simulación de procesos de producción, puesto que, este trabajo puede servir como guía en el diseño y simulación de otro tipo de procesos muy diferentes.

CAPÍTULO III

3. DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

3.1. Métodos y Técnicas

3.1.1. Métodos

Para el desarrollo del presente proyecto se trabajó en forma ordenada y sistemática, se inició con la revisión de fuentes bibliográficas específicas al tema, como libros, artículos científicos, páginas web, para definir conceptos, teorías, condiciones y variables de proceso. Escenario donde se desarrollará la simulación del proceso de producción de ácido cítrico con el uso de *Aspergillus niger*, para esto se empleó el software SuperPro Designer.

Los métodos se consideran herramientas que permiten al investigador desarrollar experimentación y establecer los resultados a partir de observaciones, para llevar a cabo una investigación es necesario abarcar los métodos deductivo, inductivo y experimental para obtener premisas y crear un juicio de valor, que darán solución a problemas propuestos.

3.1.1.1. Método Deductivo

Se considera método deductivo a aquel que toma como base datos teóricos generales válidos que se aplican en casos singulares, para llegar a un correcto diseño del proceso se requiere de revisiones bibliográficas mediante la cual se pueda establecer el mejor proceso de producción tomando en cuenta los requerimientos de materia prima para obtener un producto final de calidad.

Este método se justifica con el uso de materia prima como es la melaza, a la que se le agregan coadyuvantes que pasan por varias operaciones unitarias y se mezclan con otros aditivos para llegar al producto final como son los cristales de ácido cítrico.

3.1.1.2. Método Inductivo

El dimensionamiento de los equipos para el proceso de producción de ácido cítrico, se basó en fundamentos y principios de Cálculos Básicos, Transferencia de Calor y Operaciones Unitarias, lo que permitió realizar los cálculos necesarios, la determinación de las variables y condiciones óptimas del proceso con el fin de cumplir con los objetivos propuestos.

3.1.1.3. Método Experimental

Como punto final de la investigación se utilizó el método experimental, en donde recogiendo las premisas del método inductivo y deductivo y con el uso del simulador se obtuvo el proceso óptimo para la producción de ácido cítrico: la materia prima es la melaza, el proceso de producción se desarrolla en dos secciones: la de fermentación (glucosa) y la de aislamiento (ácido cítrico). El porcentaje de transformación de materia prima a producto activo (ácido cítrico), es del 84.53% y del 92.25% respectivamente.

3.1.2. Técnicas

El uso de computadoras con los respectivos paquetes de cómputo y lenguajes de programación, han impactado el trabajo de ingeniería de procesos de manera definitiva. Primero, porque gracias a su capacidad de almacenamiento de información y su velocidad de procesamiento permiten a los ingenieros resolver problemas más grandes y complejos en mucho menor tiempo. Por tanto, el trabajo de ingeniería de procesos se enfoca cada vez más a actividades de tipo conceptual, como el diseño y evaluación de alternativas, la planeación, la interpretación e implementación de la información generada, dejando los cálculos rutinarios e iterativos a las computadoras (Altamirano, 2019, p. 3-5).

Los simuladores de proceso son paquetes de cómputo que contienen programas, bases de datos, librerías, subrutinas y otras aplicaciones que permiten modelar un proceso. En muchos casos, la solución del modelo necesita procedimientos repetitivos, para esto es importante seleccionar adecuadamente las variables de diseño con el fin de hacer más eficiente la solución del problema (Pérez, Miño y Llobregat, 2004, p. 56-59).

El simulador SuperPro Designer tiene una amplia aplicación en las áreas de Ingeniería Química, Ingeniería de Procesos Biotecnológicos, Biotecnología Industrial y Diseño de Biorreactores. Éste es un programa para el diseño integral de procesos bioquímicos, farmacéuticos, químicos, alimentarios, reciclado, tratamiento y vertido de aguas residuales (Obón, Alacid, Moreno y Fernández , 2016, p. 4-7).

SuperPro Designer, es un programa computacional para realizar simulación de procesos en estado estacionario. La simulación permite predecir la operación de un proceso cuando se han alcanzado condiciones de estacionalidad, esto facilita el estudio de la sensibilidad del sistema frente a cambios en los distintos parámetros y variables de operación. De esta manera éstos pueden ser ajustados usando técnicas de optimización para determinar las mejores condiciones operacionales (Designer, 2019, p- 3-9). Para iniciar la simulación de un proceso en el software, se siguen los pasos que se indican a continuación en la **Figura 12-3**:

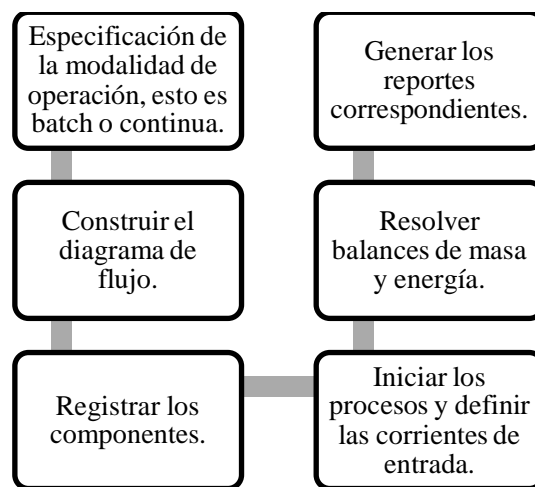


Figura 12-3: Modalidad de trabajo para un proceso en el simulador

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2. Ingeniería del proyecto

3.2.1. Proceso de diseño y simulación

El proceso de diseño y simulación de un proceso de producción sigue los pasos que se indican en la **Figura 13-3**:

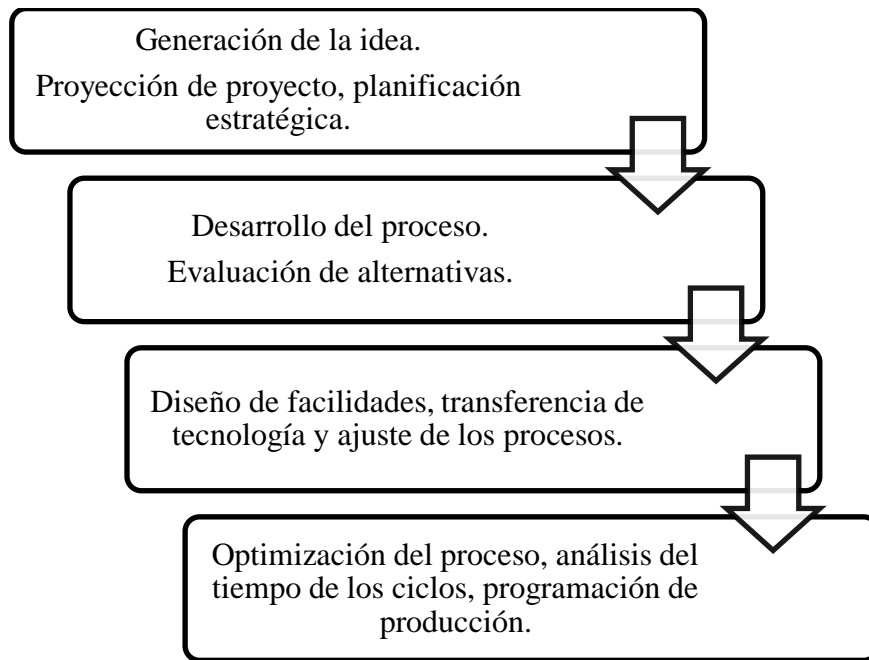


Figura 13-3: Proceso de diseño y simulación
Realizado por: Guadalupe, María, 2019

En primer lugar, se inicia con la generación de ideas sobre el proceso a diseñarse, en este caso la producción de ácido cítrico por medio de fermentación, donde se realiza la ingeniería conceptual del proceso, indicando las etapas, además de procesos y operaciones necesarias para cumplir con el objetivo propuesto. Una vez que se ha definido la ingeniería conceptual, se procede a realizar la planificación estratégica del proceso de diseño y posterior simulación. En segundo lugar, se desarrolla el proceso de acuerdo a la ingeniería conceptual y se evalúa las alternativas, para seleccionar la más viable. Posterior a esto, se diseñan las facilidades y se realizan los ajustes al proceso, esto se puede realizar por medio de simulación, esto nos dará como resultado la ingeniería de detalle. Finalmente, se procede a optimizar el proceso, analizar los tiempos de los ciclos y se puede programar la producción a llevarse a cabo en la planta diseñada.

3.2.2. Ingeniería Conceptual del Proceso

La **ingeniería conceptual** sirve para identificar la viabilidad técnica y económica del proyecto y marcará la pauta para el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle del proceso. Se basa en un estudio previo (estudio de viabilidad) y en la definición de los requerimientos del proyecto (Coll, 2018).

Los principales conceptos a analizar y estudiar en esta fase para el proceso de producción son:

- ✓ Productos y capacidad de producción
- ✓ Descripción del proceso de fabricación y requerimientos de usuario
- ✓ Lista preliminar de equipos
- ✓ Plan, diagramas de bloques, flujos de materiales y diagramas de procesos básicos
- ✓ Estimación económica de la inversión

Luego de definir la ingeniería conceptual, sigue la ingeniería básica y se culmina con la ingeniería de detalle del proceso. Éstas últimas se ejecutan cuando se decida construir la planta.

3.2.2.1. Diagrama General del Proceso de Producción de Ácido Cítrico

En la **Figura 14-3**, se indica el diagrama de flujo del proceso. El diseño del proceso debe ser realizado para obtener 6 914 toneladas de ácido cítrico por año en forma cristalina, que es utilizado por la industria para preservar los alimentos y bebidas, así como mejorar su sabor.

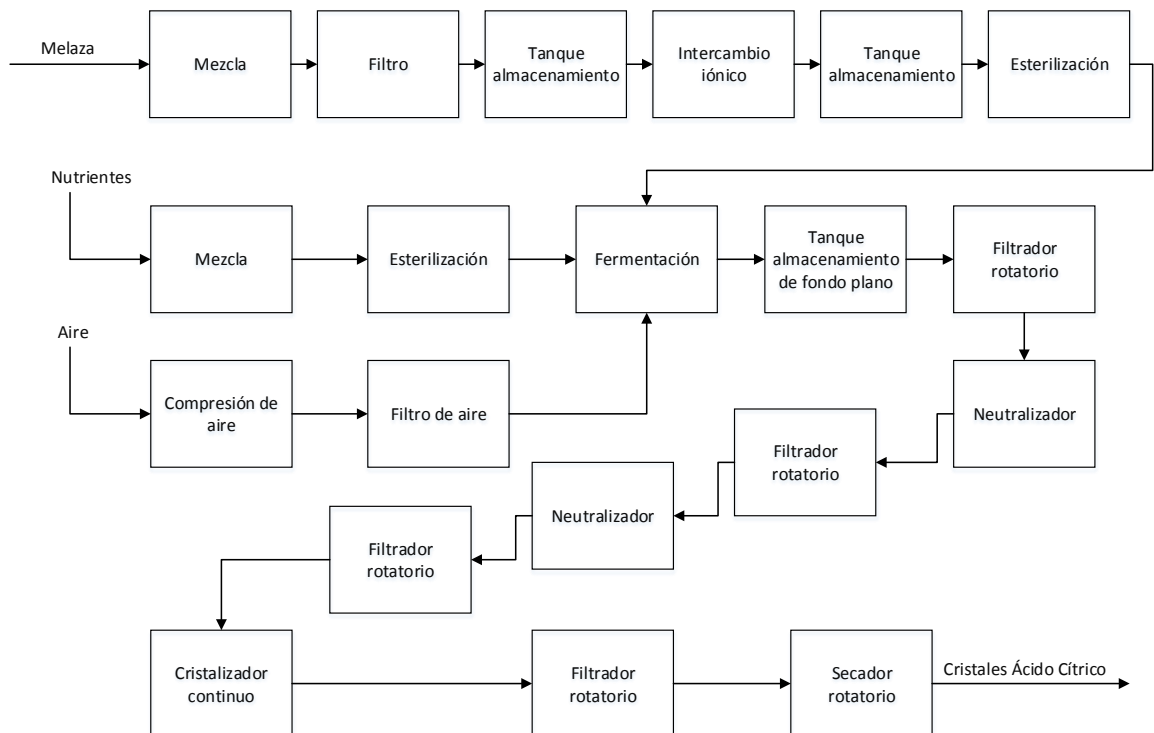
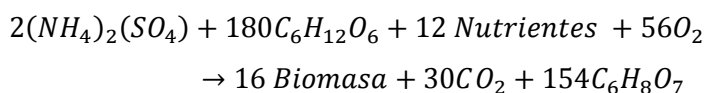


Figura 14-3: Diagrama de flujo del proceso de producción de ácido cítrico

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

La fuente de carbono utilizada para la fermentación es la melaza, la cual se diluye con agua hasta un 50% de azúcares fermentables, en un tanque de mezcla (V-101). El material particulado suspendido se remueve por medio de filtración (PFF-101). Los iones metálicos, particularmente el ion hierro, son subsecuentemente removidos por una columna cromatográfica de intercambio iónico (C-101) y la solución de materia prima purificada se esteriliza con calor en un pasteurizador (ST-101). Los nutrientes tal como zinc, fuentes de amonio, potasio, fósforo, magnesio y cobre, son disueltos en agua (V-104) y esterilizados al calor (ST-101).

Después de la esterilización, los nutrientes y la fuente de carbono se transfieren a un fermentador (FR-101). La fermentación ocurre de acuerdo a la siguiente estequiometría de masa:



Reacción 1

El tiempo de fermentación es de 5 días a una temperatura constante de 35°C hasta tener un rendimiento de reacción de 99%. El aire necesario para mantener las condiciones aerobias de la fermentación se realiza por medio de un compresor (G-101) con una tasa que incrementa gradualmente desde 0.15 VVM (volumen de aire por volumen de líquido por minuto) a 1.0 VVM. El agua de enfriamiento remueve el calor producido por el proceso exotérmico y se mantiene la temperatura constante.

Para satisfacer la demanda de producción, la fermentación es llevada a cabo por 7 fermentadores que operan en modo alternado (fuera de fase). Además, la planta opera todo el día y un lote de fermentación se inicia diariamente y otro se finaliza diariamente. La fermentación se produce en un pH de 5.8. Cada fermentador tiene un volumen de 200 m³. Una vez completada la fermentación, el caldo se descarga dentro de un tanque de retención (V-105), el cual actúa como un tanque de regulación buffer entre el lote que ingresa y la sección de salida.

El aislamiento del ácido cítrico, permite obtener este compuesto de forma pura, y su purificación inicia con la remoción de la biomasa por un filtro al vacío rotatorio (RVF-101). Este líquido clarificado de la fermentación fluye dentro de un reactor agitado (V-106) donde se añade aproximadamente 1 parte de cal hidratada, Ca (OH)₂, por 2 partes de licor, esto lentamente añadida para formar el precipitado de citrato de calcio. La solución de cal debe ser muy baja en contenido de

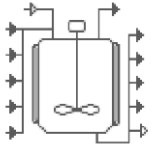
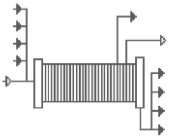
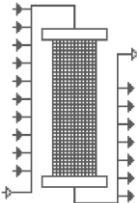
magnesio, puesto que, se deben evitar las pérdidas debidas al citrato de magnesio relativamente soluble. El citrato de calcio se separa por medio de un segundo filtro rotatorio al vacío (RVF-102) y el filtrado libre de citrato (Desecho Acuoso-1) se envía a un tanque de colección de desechos.

La torta de citrato de calcio se dirige a otro reactor agitado (V-107), donde se procede a acidificar con ácido sulfúrico para formar un precipitado de sulfato de calcio (yeso). Un tercer filtro (RVF-103) remueve el precipitado de yeso y una solución de ácido cítrico impuro. Es importante controlar el pH y la temperatura en la precipitación para maximizar el rendimiento de ácido cítrico. La solución resultante es concentrada y cristalizada usando un cristizador continuo (CR-101). En caso de que el producto final requiere de una alta pureza por ejemplo para las aplicaciones farmacéuticas, un tratamiento con carbón activado remueve los colorantes cristalizados. Además, el proceso puede también contener un intercambiador iónico para remover iones metálicos y otras especies iónicas.

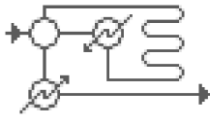
3.2.2.2. Identificación de los equipos utilizados en el diseño

A continuación en la **Tabla 2-3**, se presentan los equipos utilizados en los procesos involucrados en la producción de ácido cítrico, con sus características generales y el modo de operación, como es: por lotes o batch, continuos y semicontinuos.

Tabla 2-3: Equipos utilizados en el diseño

Diagrama	Descripción
	<p>Almacenamiento de lote y tanque de mezcla <i>Modo de operación:</i> Por lotes o Semicontinuo Por lo general este proceso forma parte de un sistema y permite realizar mezclas o almacenamiento de líquidos que requieren ser agitados.</p>
	<p>Filtración de Placa y Marco <i>Modo de operación:</i> Por lotes o Semicontinuo Este proceso es ampliamente utilizado en la industria química, alimentos e industrias ambientales, presenta la filtración y formación de la torta por la remoción de los sólidos suspendidos desde una lechada.</p>
	<p>Cromatografía de adsorción de lecho empacado <i>Modo de operación:</i> Por lotes o Semicontinuo Este proceso se refiere a cualquier tipo de cromatografía de adsorción, tal como intercambio iónico, afinidad, HIC, fases reversas, etc., donde se encuentra una columna de lecho empacado.</p>

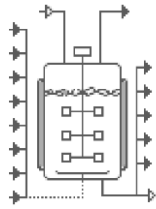
Continúa→



Pasteurización

Modo de operación: Continuo o Semicontinuo

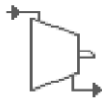
Este proceso representa un pasteurizador y calcula la inactivación de microorganismos y cinética de degradación de componentes alimenticios.



Fermentador por lote

Modo de operación: Por lotes o Semicontinuo

Representa la secuencia de operación en un fermentador, las operaciones típicas pero no necesariamente incluyen reacciones de fermentación como estequiometría o cinética.



Compresor de Aire

Modo de operación: Continuo o Semicontinuo

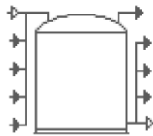
Equipo que permite el transporte de materiales gaseosos mediante compresión centrífuga.



Filtración de Aire

Modo de operación: Continuo o Semicontinuo

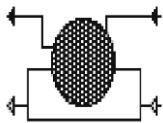
Este diagrama representa cualquier filtro de aire, definiendo su costo en función del ingreso de aire y la salida de aire filtrado.



Almacenamiento de Lote en Tanque de Fondo plano

Modo de operación: Por lotes (Batch) o Semicontinuo

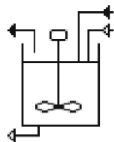
Este equipo permite almacenar productos líquidos, por lo que un sin número de procesos lo utilizan.



Filtro Rotario al Vacío

Modo de operación: Continuo o Semicontinuo

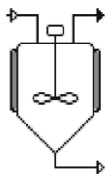
Este diagrama representa la filtración con generación de torta de forma continua obteniendo altos rendimientos.



Neutralización

Modo de operación: Continuo o Semicontinuo

Este equipo representa la neutralización de un compuesto ácido o básico: Pudiendo especificarse cualquier número de reacciones por estequiometría.



Cristalizador Continuo

Modo de operación: Continuo o Semicontinuo

Equipo utilizado para la evaporación de una capa fina de producto, provocando la cristalización de los compuestos de interés.



Secador Rotatorio

Modo de operación: Continuo o Semicontinuo

Equipo que maneja una gran eficiencia y es utilizado ampliamente en la industria química y de alimentos. El proceso de secado puede darse directamente con el uso de una corriente de gas caliente o indirectamente mediante la utilización de vapor en una chaqueta.

Fuente: SuperPro Designer®

3.2.3. Cálculos de ingeniería

3.2.3.1. Almacenamiento de lote y tanque de mezcla

a) Carga en el tanque

$$\text{Tiempo de carga} = \frac{\text{Cantidad}}{\text{Caudal}}$$

Ecuación 1. Carga en el tanque

b) Dimensionamiento del tanque

$$V = \frac{V_w}{(\text{Proporción del volumen de trabajo del recipiente})}$$

Ecuación 2. Dimensionamiento del tanque

Dónde:

V es el volumen del recipiente (m³)

V_w es el volumen al cual trabaja el recipiente y por lo general es el volumen del material que es procesado por ciclo. (m³)

3.2.3.2. Filtro de placa y marco

a) Dimensionamiento del filtro

$$A = \frac{V_{\text{lodo líquido}}}{N_{\text{ciclos}} J t_p}$$

Ecuación 3. Dimensionamiento del filtro

Dónde:

A es el área de filtración. (m²)

V_{lodo líquido} es el volumen del lodo líquido procesado por lote. (m³)

J es el promedio del flujo filtrado.

t_p es el tiempo específico del proceso de filtración. (s)

3.2.3.3. Cromatógrafo de adsorción de lecho empacado

a) Estimación del tamaño de la columna

$$V = \frac{Q/n \sum_{i=1}^k C_i F_i}{C} ODF$$

Ecuación 4. Estimación del tamaño de columna

Dónde:

Q es el volumen de material procesado por la columna por tiempo de lote de la planta. (m³)

n es el número de ciclos por lote.

C_i es la concentración del componente i en la corriente de alimentación.

F_i es la fracción del componente i que se une a la resina.

V es el volumen de la columna. (m³)

k es el número total de componentes en la corriente de alimentación.

C es la capacidad de unión de la resina.

ODF es el factor de diseño por exceso.

b) Diámetro de columna

$$D = \left(\frac{4V}{\pi L} \right)^{0.5}$$

Ecuación 5. Diámetro de la columna

Dónde:

D es el diámetro de la columna. (m)

V es el volumen de la columna. (m³)

L es la longitud de la columna. (m)

c) Especificaciones del caudal de carga

$$(\text{Caudal Absoluto}) = \frac{(\text{Velocidad Lineal}) \times (\text{Volumen del lecho})}{(\text{Altura del Lecho})}$$

Ecuación 6. Especificaciones del caudal da carga: caudal Absoluto

$$(\text{Caudal Relativo}) = \frac{(\text{Caudal Absoluto})}{(\text{Volumen del Lecho})}$$

Ecuación 7. Especificaciones del caudal de carga: Caudal Relativo

3.2.3.4. Pasteurizador

a) Cálculo del área de transferencia de calor

$$A_x = \frac{Q_x}{U_x \Delta T_{M,x}}$$

Ecuación 8. Cálculo del área de transferencia de calor

Dónde:

A_x es el área de transferencia de calor. (m²)

U_x es el coeficiente global de transferencia de calor (W m⁻² K⁻¹).

$\Delta T_{M,x}$ es una diferencia de temperatura media (K), calculada:

$$\Delta T_{M,x} = \begin{cases} \frac{(T_{HA,out} - T_{H,in}) + (T_{HA,in} - T_{H,out})}{\ln[(T_{HA,out} - T_{H,in})/(T_{HA,in} - T_{H,out})]} & \text{if } x = \text{calentador} \\ \frac{(T_{CA,out} - T_{C,in}) + (T_{CA,in} - T_{C,out})}{\ln[(T_{CA,out} - T_{C,in})/(T_{CA,in} - T_{C,out})]} & \text{if } x = \text{enfriador} \\ \frac{(T_{C,in} - T_F) + (T_{H,out} - T_{H,in})}{2} & \text{if } x = \text{regenerador} \end{cases}$$

Ecuación 9. Cálculo de la diferencia de temperatura media

Dónde:

T_F es la corriente de alimentación del pasteurizador (K)

$T_{H,in}$ es la temperatura de la corriente que entra en el calentador (temperatura de salida de la corriente fría del regenerador) (K)

$T_{H,out}$ es la temperatura de la corriente que sale del calentador (temperatura de pasteurización) (K)

$T_{C,in}$ es la temperatura de la corriente que entra en el enfriador (temperatura de salida de la corriente caliente del regenerador) (K)

$T_{C,out}$ es la temperatura de la corriente que sale del enfriador (temperatura de salida final) (K)

$T_{HA,in}$, $T_{HA,out}$ y $T_{CA,in}$, $T_{CA,out}$ denotan las temperaturas de entrada y salida de las corrientes de calentamiento y enfriamiento, respectivamente (K).

b) Cálculo de la eficiencia de regenerador

$$R = \frac{T_{H,in} - T_F}{T_{H,out} - T_F}$$

Ecuación 10. Eficiencia del regenerador

Dónde:

R es la eficiencia del regenerador.

En la actualidad las pasteurizadores tienen una eficiencia de regeneración entre 94-95% según la literatura técnica.

c) Cálculo del diámetro de la carcasa de tubos

$$D = \frac{4Q\rho}{\pi\mu Re}$$

Ecuación 11. Cálculo del diámetro de la carcasa de tubos

Dónde:

D es diámetro de los tubos de la carcasa (m)

Q es el rendimiento volumétrico (m^3 / s)

ρ es la densidad del líquido pasteurizado (kg / m^3)

μ es su viscosidad (Pa.s)

Re es el número de Reynolds que corresponde al flujo en la carcasa de tubos

d) Volumen de la carcasa de tubos

$$V = \frac{Q_T}{\eta}$$

Ecuación 12. Cálculo del volumen de la carcasa de tubos

Dónde:

V es el volumen de la carcasa de tubos. (m^3)

τ es el tiempo de residencia en el (los) tubo (s) de la carcasa. (s)

η es una eficiencia del tubo de la carcasa

e) Longitud de los tubos de la carcasa

$$L = \frac{4V}{\pi D^2}$$

Ecuación 13. Cálculo de la longitud de los tubos de la carcasa

Dónde:

L es la longitud del tubo(s) de la carcasa (m)

f) Velocidad del líquido a pasteurizar que fluye en el interior

$$u_{wg} = \frac{4Q}{\pi D^2}$$

Ecuación 14. Cálculo de la velocidad a pasteurizar que fluye en el interior de la carcasa

Dónde:

u_{wg} es la velocidad del líquido a pasteurizar que fluye en el interior de la carcasa de tubos (m/s)

3.2.3.5. Fermentador

a) Cálculo de la reacción estequiométrica

$$F_{out,k} = F_{in,k}(1 - x)$$

Ecuación 15. Cálculo de la reacción estequiométrica fermentador: Flujo másico del componente después de la reacción.

Dónde:

$F_{out,k}$ es flujo másico del componente después de la reacción. (kg/s)

$F_{in,k}$ es flujo másico del componente antes de la reacción. (kg/s)

x es la medida de la reacción posiblemente ajustada.

$$F_{out,i} = F_{in,i} - F_{in,k}x \left(\frac{A_i}{A_k} \right)$$

Ecuación 16. Cálculo de la reacción estequiométrica fermentador: Flujo másico después de la reacción de cualquier otro componente

Dónde:

$F_{out,i}$ es el flujo másico después de la reacción de cualquier otro componente. (kg/s)

$F_{in,i}$ es el flujo másico antes de la reacción de cualquier otro componente. (kg/s)

$F_{in,k}$ es el flujo másico antes de la reacción de cualquier otro componente. (kg/s)

A_i es el coeficiente estequiométrico.

A_k es el coeficiente de la componente de limitación o extensión-referencia.

b) Cálculo de la liberación de calor

$$Q_f = 0.12Q_{O_2}$$

Ecuación 17. Cálculo de la liberación de calor

Dónde:

Q_f es la liberación de calor en kcal/L-h.

Q_{O_2} es la tasa de absorción de oxígeno en kmol / L-h.

3.2.3.6. Compresor de aire

a) Dimensionamiento del compresor de aire

$$Potencia = \frac{Q\Delta P}{\eta}$$

Ecuación 18. Dimensionamiento del compresor de aire

Dónde:

Q es el caudal de flujo volumétrico. (m^3 / s)

ΔP es el cambio de presión.

η es la eficiencia incluida el de la bomba y conductor.

3.2.3.7. Filtro de aire

El filtro de aire retiene los sólidos suspendidos en la corriente del aire por lo que es inapreciable cualquier variación.

3.2.3.8. Almacenamiento de lote en tanque de fondo plano

a) Dimensionamiento del tanque de fondo plano

$$V = \frac{V_w}{(Proporción\ del\ volumen\ de\ trabajo\ del\ recipiente)}$$

Ecuación 19. Dimensionamiento del tanque de fondo plano

Dónde:

V es el volumen del recipiente. (m^3)

V_w es el volumen al cual trabaja el recipiente y por lo general es el volumen del material que es procesado por ciclo. (m^3)

3.2.3.9. Filtro rotatorio al vacío

a) Dimensionamiento del filtro

$$A = \frac{V_{\text{lodo líquido}}}{N_{\text{ciclos}} J t_p}$$

Ecuación 20. Dimensionamiento del filtro

Dónde:

A es el área del filtración. (m²)

V_{lodo líquido} es el volumen del lodo líquido procesado por lote. (m³)

J es el promedio del flujo filtrado.

t_p es el tiempo específico del proceso de filtración. (s)

3.2.3.10. Neutralizador

a) Cálculo de la reacción estequiométrica

$$F_{out,k} = F_{in,k}(1 - x)$$

Ecuación 21. Cálculo de la reacción estequiométrica: Flujo másico del componente después de la reacción

Dónde:

F_{out,k} es flujo másico del componente después de la reacción. (kg/s)

F_{in,k} es flujo másico del componente antes de la reacción. (kg/s)

x es la medida de la reacción posiblemente ajustada.

$$F_{out_i} = F_{in_i} - F_{in_k} x \left(\frac{A_i}{A_k} \right)$$

Ecuación 22. Cálculo de la reacción estequiométrica: Flujo másico después de la reacción de cualquier otro componente

Dónde:

F_{out_i} es el flujo másico después de la reacción de cualquier otro componente. (kg/s)

F_{in_i} es el flujo másico antes de la reacción de cualquier otro componente. (kg/s)

F_{in_k} es el flujo másico antes de la reacción de cualquier otro componente. (kg/s)

A_i es el coeficiente estequiométrico.

A_k es el coeficiente de la componente de limitación o extensión-referencia.

3.2.3.11. *Cristalizador continuo*

a) Balance de materia y energía del cristalizador

$$Fz_i = Vy_i + Lx_i$$

Ecuación 23. Balance de materia y energía del cristalizador: Flujo molar de alimentación de la fracción molar **i**

Dónde:

F, V, L son flujo molar de alimentación, vapor y fase líquida respectivamente.

z_i, y_i, x_i son las fracciones molares de los componentes **i** de cada fase respectivamente.

Las fracciones molares de los componentes **i** de vapor (y_i) y líquido (x_i) son relacionadas mediante el coeficiente **K**:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}$$

Ecuación 24. Coeficiente **K** de relación de fracciones molares en vapor y líquido

El régimen de calor, **Q**, para la operación de evaporación se calcula sobre la base de un balance energético global:

$$FH_f + Q = VH_v + LH_L$$

Ecuación 25. Cálculo del régimen de calor

Dónde:

H_f, H_v y H_L son las entalpías de las corrientes de alimentación (**F**), vapor (**V**) y líquido (**L**).

3.2.3.12. *Secador rotatorio*

El diseño del secador rotatorio se encuentra en base a variables proporcionadas por los fabricantes de este tipo de equipos. Estas variables tienen como objetivo indicar la superficie de evaporación del equipo que esta expresado en kg evap. /m³-h, y está en función de la longitud y el diámetro del secador.

3.2.4. *Simulación*

Una vez definida la **Ingeniería Conceptual** del proceso de producción de ácido cítrico y obtenido los parámetros necesarios para el diseño de cada operación, se procede a interactuar con el simulador,

ingresando datos y condiciones necesarias de operación. La simulación se realiza en base a revisiones bibliográficas de estudios previos similares al proceso. El procedimiento se desarrolló mediante el simulador SuperPro Designer v9.0.

3.2.4.1. Diseño y simulación del proceso de producción de ácido cítrico

a) Selección de unidades físicas

El punto de partida es definir las unidades físicas con las que se trabaja en todo el proceso de simulación como se muestra en el **Anexo A**.

b) Selección del tipo de proceso a simularse

Como se indica en el **Anexo B**, los procesos y operaciones que se ejecutan en el proceso de producción de ácido cítrico son mixtas, es decir, tiene operaciones por lotes como los fermentadores, mientras que el cristalizador opera de forma continua. El proceso tiene contemplado manejar una producción de 21.08 ton/ lote, esta cantidad cubre la demanda de ácido cítrico del mercado nacional. Las cantidades de agua y melaza que se necesitan son 53.8 ton/lote y 42 ton/lote, respectivamente.

La materia prima (melaza, hidróxido de sodio, agua, cal, sulfato de amonio, ácido sulfúrico, nutrientes) productos (ácido cítrico) y residuos (biomasa, citrato de calcio, yeso, dióxido de carbono, impurezas) para el proceso de producción se reflejan en la **Tabla 3-3**, mientras que en el **Anexo C**, se indica cómo se debe ingresar al simulador estas sustancias de entrada y salida a las operaciones del proceso.

c) Registro de mezclas

Se registran todas las mezclas de las sustancias que intervienen en la reacción como es: aire, ácido sulfúrico, cal, melaza e hidróxido de sodio; esto se muestra en el **Anexo D**.

d) Realización del diagrama del proceso de producción del ácido cítrico

Como se puede observar en el literal 3.2.4.4., donde se presentan todas las operaciones y corrientes de entrada y salida con sus respectivas codificaciones y nombres. El proceso se separa en dos secciones:

1) Sección de fermentación (13 operaciones)

2) Sección de aislamiento (10 operaciones)

e) Definición de la secuencia de operaciones del proceso

Para cada proceso involucrado en la producción del ácido cítrico se define la secuencia de operaciones que intervienen en el proceso, a continuación, se presenta un ejemplo de la mezcla que se lleva a cabo en el tanque de almacenamiento de lotes con mezcla o agitación. La secuencia de operaciones es:

- ✓ Carga de agua
- ✓ Carga de la fuente de carbón
- ✓ Diluido de glucosa al 20%
- ✓ Transferencia al filtro

En el **Anexo E**, se indica la secuencia de operaciones. Esto quiere decir, que en primer lugar en el tanque de almacenamiento se carga agua seguido de la melaza que en este caso es la fuente de carbón, se diluye al 20% la glucosa contenida en la melaza y se transfiere al filtro.

De esta forma se procede a definir todas las secuencias de operaciones de todos los procesos que intervienen en la producción de ácido cítrico.

f) Definición de parámetros de los equipos

- ✓ Se definen los parámetros de diseño por ejemplo volumen, área, diámetro, presión, altura; esto depende de cada equipo utilizado, como se muestra en el **Anexo F**.
- ✓ Se definen los costos de compra de los equipos para el análisis como se muestra en el **Anexo G**.
- ✓ Se define las características mecánicas como es el tipo de material (acero al carbón o acero inoxidable) de los equipos como se muestra en la **Anexo H**.
- ✓ Se define los aditivos de cada equipo como se muestra en el **Anexo I**, para el caso de la columna de intercambio iónico se tiene la resina.

g) Programación de funcionamiento del equipo

- ✓ En el **Anexo J**, se muestra la manera de programar los equipos para el proceso de producción de ácido, esto es el tiempo de operación.
- ✓ En el **Anexo K**, se define el rendimiento de los equipos, es decir el flujo total de la corriente producto final (MP) por lote.
- ✓ Si es el caso se realizan comentarios como se indica en el **Anexo L**.

- ✓ Finalmente se definen las asignaciones, como se muestra en el **Anexo M**.
- ✓ En el **Anexo 14**, se indican los ajustes de costos de operación por sección del proceso de producción.
- ✓ Se define la estequiometría de reacción en el fermentador, se tiene como reactivos: sulfato de amonio, glucosa, nutrientes y oxígeno; y como productos: biomasa, dióxido de carbono, ácido cítrico y agua; como se indica en el **Anexo N**.
- ✓ Para determinar los cuellos de botella se puede visualizar el diagrama correspondiente a la **Figura 15-3**, que indica el uso de los equipos.

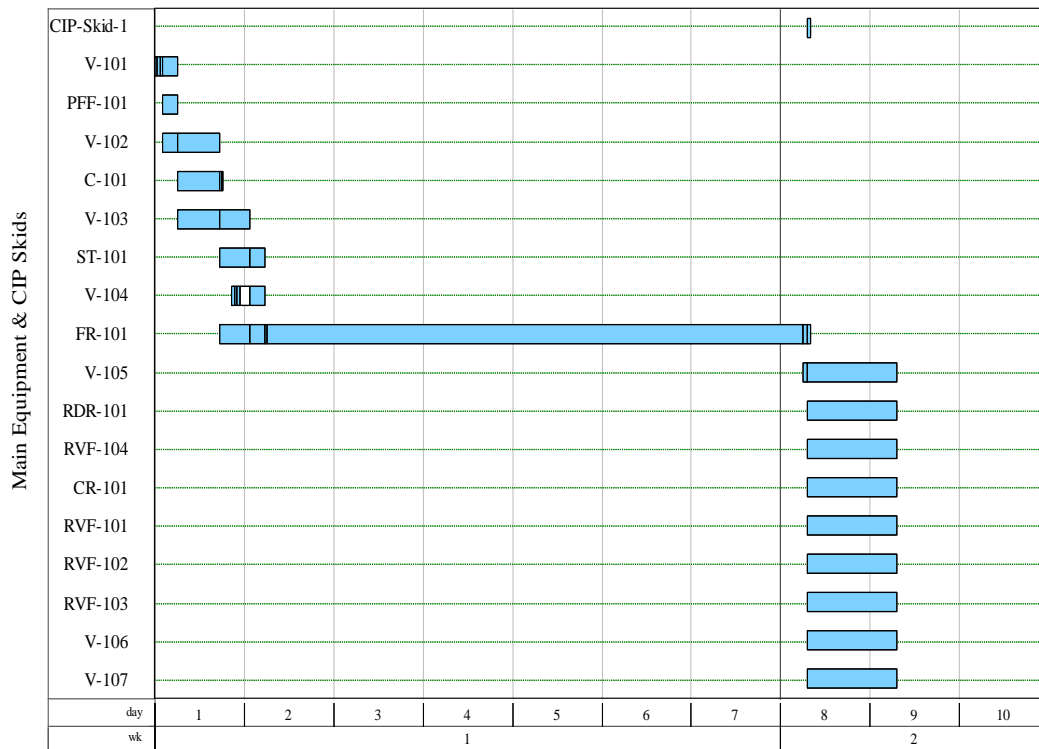


Figura 15-3: Diagrama de la ocupación de equipos

Fuente: SuperPro Designer®

Como se puede observar el fermentador constituye un cuello de botella para el proceso por el tiempo que ocupa por cada lote que se produce, esto hace que el proceso se vuelva lento y afecte a la producción final.

En el diseño conceptual se necesita instalar un número de 7 fermentadores para enfrentar el cuello de botella del proceso, obteniendo la siguiente carta de control, como se muestra en la **Figura 16-3**.

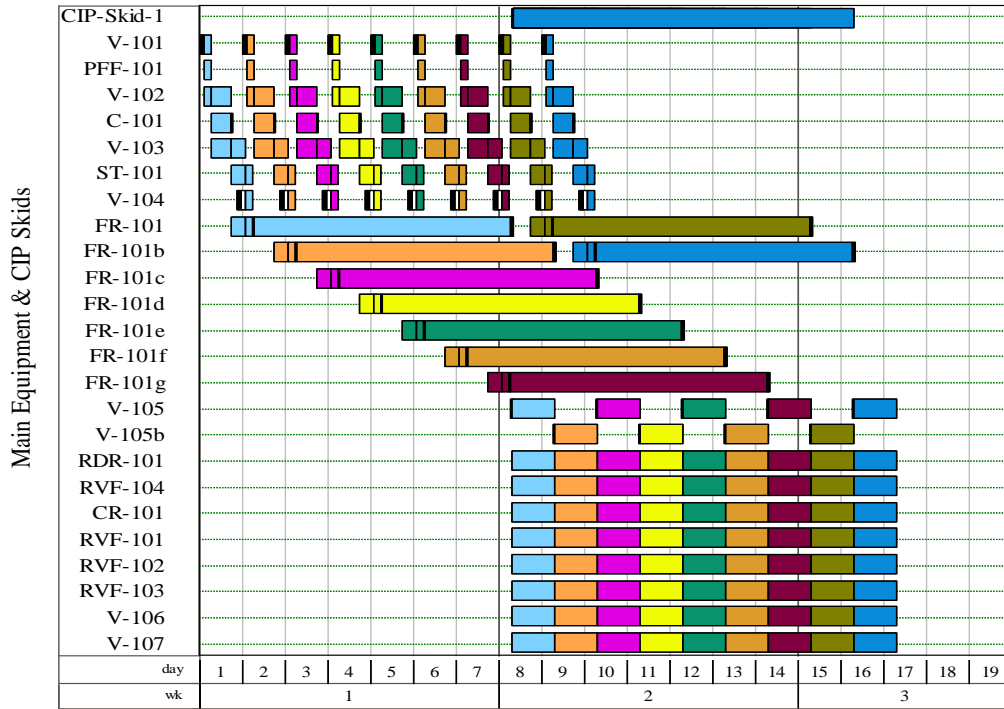


Figura 16-3: Diagrama de equipos (7 fermentadores)

Fuente: SuperPro Designer®

Como se puede observar la utilización de 7 fermentadores hace posible que no tengamos un cuello de botella en cada lote, haciendo que el proceso se transforme en un proceso continuo por lote de producción.

h) Periodos de tiempo de uso de los equipos

Al observar los períodos de tiempo de uso de los equipos, como se indica en el **Anexo O**, se puede ver que el equipo que inicia con el mayor uso es el fermentador, teniendo un 94.4% de uso y un 5.6% de inactividad, posterior al mismo, se evidencia un porcentaje de uso del 100%. Esto nos indica que hasta el proceso de fermentación, todos los equipos tiene un modo de operación por lote, mientras que, una vez que ha salido del fermentador el modo de operación es continuo, teniendo como paso el tanque de almacenamiento de fondo plano, donde su tiempo de ocupación es de 52.5%, debido a que es aquí donde se deposita la corriente de ácido cítrico después de la fermentación.

3.2.4.2. Descripción del proceso de producción de ácido cítrico

Como se observa en la **Figura 17-3**, el proceso industrial de producción del ácido cítrico está dividido en dos secciones, la sección de fermentación y la sección de aislamiento. En la primera se encuentran los procesos necesarios para llevar a cabo la obtención del ácido cítrico a partir de la fermentación de la melaza utilizando *Aspergillus niger*. La segunda sección del proceso, corresponde a las operaciones necesarias, para obtener el ácido cítrico puro en forma cristalina.

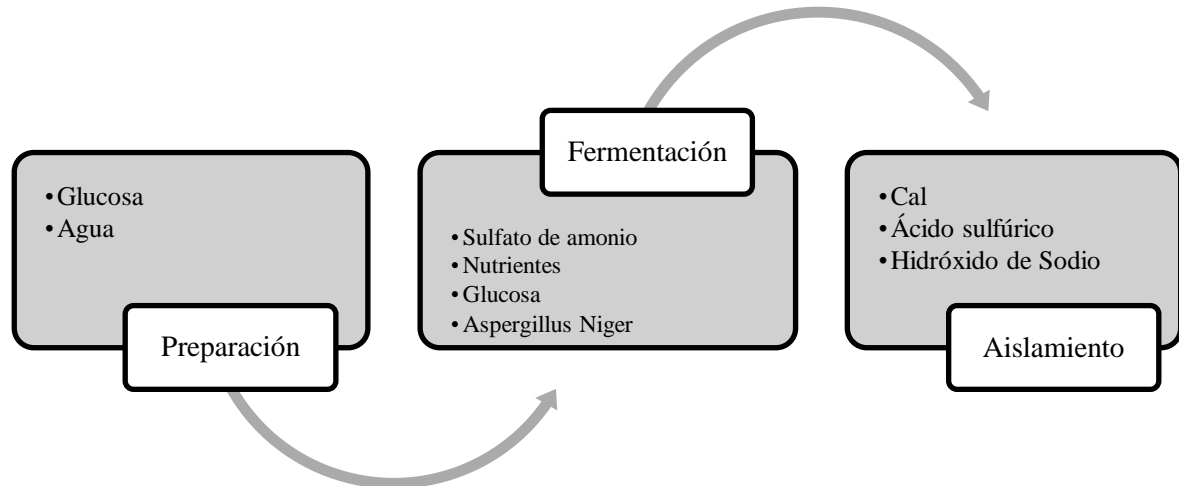


Figura 17-3: Secciones del proceso de producción de ácido cítrico

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

a) Sección de Fermentación

Para la obtención del ácido cítrico mediante fermentación con *Aspergillus niger* se utiliza como materia prima la melaza, la que constituye la fuente de carbono para la fermentación. La melaza es diluida, para proceder a remover los sólidos suspendidos, además de eliminar los iones metálicos, especialmente el hierro, y finalmente esterilizarla mediante pasteurización con el fin de eliminar todos los microorganismos que pueda producir otro tipo de compuesto no deseado en la fermentación. Se añade a la melaza sustancias que mejorarán el proceso de fermentación y vuelve a ser esterilizada antes de realizarse la fermentación respectiva.

Una vez preparada la mezcla de melaza y aditivos se procede a realizar la fermentación en condiciones aeróbicas mediante inóculo de *Aspergillus niger* hasta obtener el producto final y almacenarlo, para que posteriormente este producto sea dirigido hacia la sección de aislamiento.

b) Sección de Aislamiento

En el producto final de la fermentación se procede a eliminar la biomasa, obteniendo un producto totalmente líquido y sin sólidos. En este producto se eliminan los residuos del proceso de fermentación mediante precipitación, obteniéndose finalmente una corriente líquida de ácido cítrico que por procesos de cristalización y secado se obtiene el producto final, es decir ácido cítrico en forma cristalina.

3.2.4.3. Diseño preliminar o básico del proceso de ácido cítrico

a) Componentes registrados como materia prima y productos

Para realizar el diseño del proceso de producción de ácido cítrico se necesita definir todas las sustancias y compuestos que intervendrán en cada una de las operaciones, como se muestra en la **Tabla 3-3**.

Tabla 3-3: Materia prima, productos y residuos

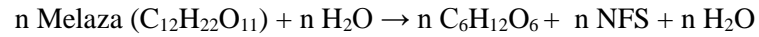
Componente	Nombre Completo	Formula
Sulfato de Amonio	Sulfato de Amonio	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
Biomasa	Biomasa	$\text{CH}_{1.8}\text{O}_{0.5}\text{N}_{0.2}$
Cristales de Ácido	Cristales de Ácido	$\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_7$
Hidróxido de Calcio	Hidróxido de Calcio	$\text{Ca}(\text{OH})_2$
Citrato de Calcio	Citrato de Calcio	$\text{C}_6\text{H}_5\text{O}_7\text{Ca}_3$
Dióxido de Carbono	Dióxido de Carbono	CO_2
Ácido Cítrico	Ácido Cítrico	$\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_7$
Glucosa	Glucosa	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$
Yeso	Sulfato de Calcio	CaSO_4
Impurezas	Impurezas	Impurezas
NFS	NFS	NFS
Nitrógeno	Nitrógeno	N_2
Nutrientes	Nutrientes	Nutrientes
Oxígeno	Oxígeno	O_2
Hidróxido de Sodio	Hidróxido de Sodio	NaOH
Ácido Sulfúrico	Ácido Sulfúrico	H_2SO_4
Agua	Agua	H_2O

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

b) Reacciones involucradas en el proceso de producción de ácido cítrico

En este apartado se esquematizan las posibles reacciones que se producen en las operaciones respectivas del proceso productivo del ácido cítrico. No se toman en cuenta a ninguna operación física como el filtrado, almacenamiento y cristalización.

a. Dilución de glucosa



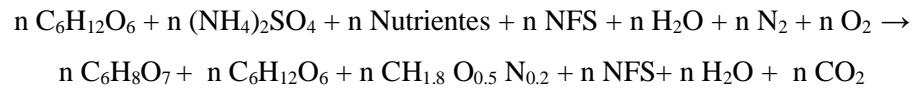
Reacción 2

b. Intercambio iónico



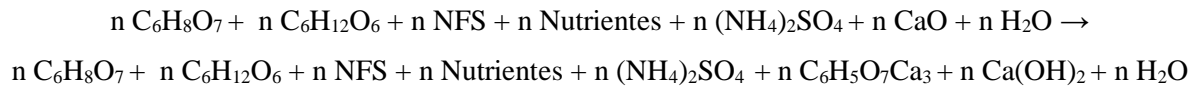
Reacción 3

c. Fermentación



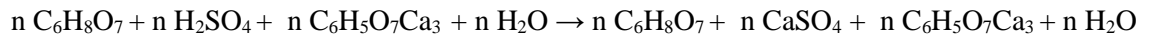
Reacción 4

d. Neutralización 1



Reacción 5

e. Neutralización 2



Reacción 6

3.2.4.4. Diagrama del proceso de producción en la simulación

Producción de Ácido Cítrico

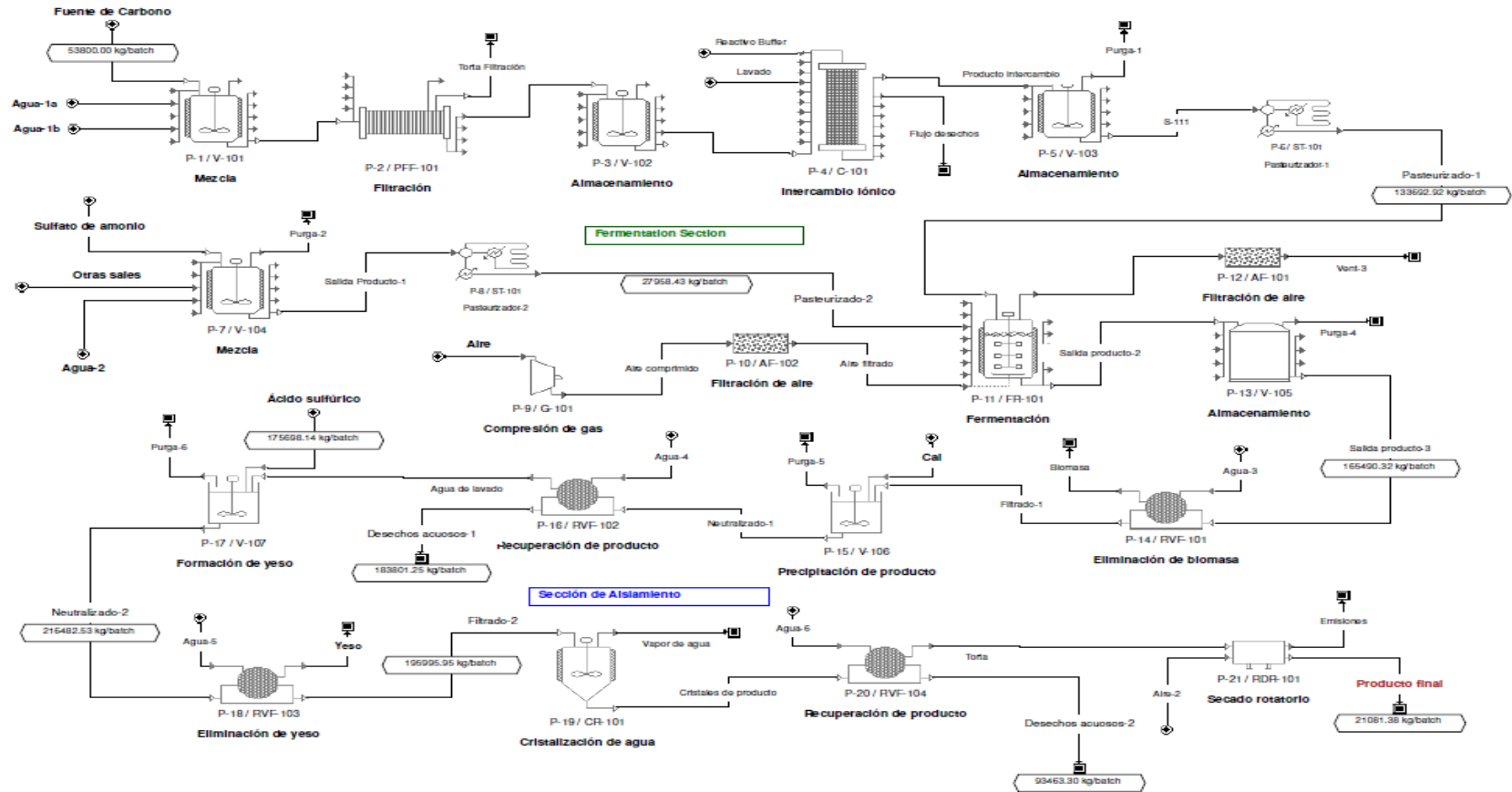


Figura 18-3: Diagrama del proceso de producción de ácido cítrico
Fuente: SuperPro Designer®

3.2.4.5. Requerimiento de materias primas

a) Datos Generales del Proceso para el cálculo

Los cálculos de diseño requieren de los datos generales del proceso de producción de ácido cítrico, estos datos son referentes a cómo opera la planta de producción y el tiempo de operación de la misma como se muestra en la **Tabla 4-3**.

Tabla 4-3: Datos generales del proceso

Tiempo de Operación Anual	47.90	Semana
Tasa de Referencia de Unidad de	6 914 691.48	kg MP
Tamaño del lote	21 081.38	kg MP
Tiempo de preparación de ingredientes del	199.18	h
Tiempo del ciclo de preparación de	24.00	h
Número de lotes por año	328.00	

*MP: Flujo total de la corriente "Producto final"

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

MP corresponde al Flujo Total de la Corriente 'Producto Final', el tiempo de operación anual, se encuentra dado en número de semanas y su cálculo se efectúa de acuerdo al tiempo de operación de la planta, cabe mencionar que la planta opera continuamente y las operaciones son una mezcla de procesos por lote, semicontinuos o continuos. La tasa de referencia de unidad de producción corresponde a la cantidad total de ácido cítrico producido en el tiempo de operación anual. El tamaño de lote corresponde a la cantidad de producto final que es producido por lote y se obtendrá la producción total del año al multiplicar esta última por el número total de lotes anuales.

b) Requisitos de partida de materia prima por sección

En los requisitos de materia prima se presenta la sección de producción con la respectiva materia prima de partida como es la glucosa en el caso de la fermentación y como producto activo al ácido cítrico en fase acuosa. Mientras que, la sección de aislamiento tiene como materia prima de partida el ácido cítrico producido en la sección de fermentación y como producto activo el ácido cítrico en forma de cristales.

Tabla 5-3: Requisitos de partida de materia prima por sección

Sección	Material de Partida	Producto Activo	Rendimiento Molar (%)	Rendimiento Másico (%)	Rendimiento Masa Bruta (%)
Sección de	Glucosa	Ácido Cristales	79.27	84.53	84.53
Sección de Aislamiento	Ácido Cítrico	de Ácido Cítrico	92.25	92.25	92.25

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

La cantidad necesaria representada en kg/kg, representa el mínimo requerido para que los procesos de producción se ejecuten de forma eficiente. El rendimiento molar, rendimiento másico y rendimiento de masa bruta, corresponde al porcentaje de transformación de materia prima a producto activo mediante los procesos de producción, como se indican los valores en la **Tabla 5-3**.

c) Total de materias primas

En un proceso de producción es importante conocer las cantidades que se utilizan de cada materia prima que interviene en el proceso de producción, para poder planificar el stock de las mismas.

Tabla 6-3: Total de materias primas

Material	kg/año	kg/lote	kg/kg MP
Agua	56 701 804	172 871.354	8.200
Melaza	17 646 400	53 800.000	2.552
Sulfato de Amonio	277 580	846.281	0.040
Nutrientes	1 894 077	5 774.626	0.274
Nitrógeno	49 204	150.013	0.007
NaOH (1 M)	2 617 888	7 981.366	0.379
Aire	123 178 744	375 544.952	17.814
Cal (33%)	13 659 737	41 645.539	1.975
H ₂ SO ₄ (10% w/w)	57 628 992	175 698.145	8.334
TOTAL	273 654 427	834 312.276	39.576

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

En la **Tabla 6-3**, se presenta los kilogramos necesarios de cada materia prima por año, lote y cantidad de producto final.

d) Total de materias primas por sección

La necesidad de conocer el total de materia prima por sección se debe a que cada una de éstas, tiene sus propias operaciones, las mismas que funcionan en diferentes modos, por lote, semicontinuo y continuo.

Tabla 7-3: Total de materias primas por sección

Sección de Fermentación			
Material	kg/año	kg/lote	kg/kg MP
Agua	37 361 891	113 908 205	5.403
Melaza	17 646 400	53 800.000	2.552
Sulfato de Amonio	277 580	846.281	0.040
Nutrientes	1 894 077	5 774.626	0.274
Nitrógeno	49 204	150.013	0.007
NaOH (1 M)	2 617 888	7 981.366	0.379
Aire	120 272 316	366 683.890	17.394
TOTAL	180 119 357	549 144.381	26.049
Sección de Aislamiento			
Material	kg/año	kg/lote	kg/kg MP
Agua	19 339 913	58 963.150	2.797
Aire	2 906 428	8 861.062	0.420
Cal (33%)	13 659 737	51 863.403	1.975
H ₂ SO ₄ (10% w/w)	57 628 992	175 698.145	8.334
TOTAL	93 535 070	285 167.895	13.527

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

Como se puede observar en la **Tabla 7-3**, la mayor cantidad de materias primas a ser utilizadas es en la sección de fermentación y en menor cantidad en el proceso de aislamiento, esto es debido a que, las materias primas que ingresan al proceso de producción son en primer lugar acondicionadas y preparadas para efectuar la fermentación, en todos estos proceso se elimina impurezas y sustancias que no son necesarias para efectuar cada una de las operaciones.

3.2.4.6. Balance general de masa del proceso de producción de ácido cítrico

En el balance general de compuestos se presentan cada una de las sustancias químicas, impurezas y nutrientes que intervienen en todo el proceso de producción, como se muestra en la **Tabla 8-3**.

Tabla 8-3: Balance general de compuestos (kg/año)

Componente	Inicial	Entrada	Salida	Final	Entrada-salida
Sulfato de Amonio	0	277 580	180 720	0	96 860
Biomasa	0	0	774 882	0	- 774 882
Cristales de Ácido	0	0	7 020 529	0	- 7 020 529
Hidróxido de Calcio	0	4 507 713	214 653	0	4 293 060
Citrato de Calcio	0	0	239 710	0	- 239 710
Dióxido de Carbono	0	0	1 484 904	290	- 1 485 194
Ácido Cítrico	0	0	252 929	0	- 252 929
Glucosa	0	8 823 200	105 778	0	8 717 422
Yeso	0	0	9 568 826	0	- 9 568 826
Impurezas	0	176 464	176 464	0	0
NFS	0	3,529,280	3 529 280	0	0
Nitrógeno	262 048	94 618 361	94 663 602	218 818	- 2 012
Nutrientes	0	1 894 077	1 312 916	0	581 161
Oxígeno	79 553	28 709 364	25 950 948	65 884	2 772 084
Hidróxido de Sodio	0	100 527	100 527	0	0
Ácido Sulfúrico	0	5 762 899	221 650	0	5 541 249
Agua	0	125 354 737	129 864 399	0	- 4 509 662
TOTAL	341 601	273 754 202	273 777 515	284 993	33 295

(-) el valor negativo representa el producto obtenido

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

La melaza en este balance se encuentra representada como glucosa e impurezas, también se presencia un componente NFS, el cual es Nitrógeno, Fósforo y Azufre que se utilizan para efectuar la fermentación.

3.2.4.7. Balance de masa de procesos

A continuación, se muestran los balances de masa correspondientes a las operaciones del proceso.

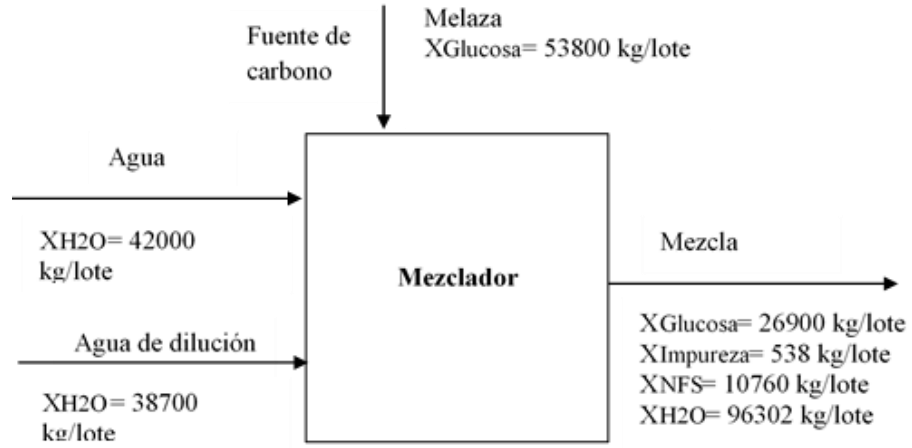


Figura 19-3: Balance de masa en el tanque mezclador (V-101)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

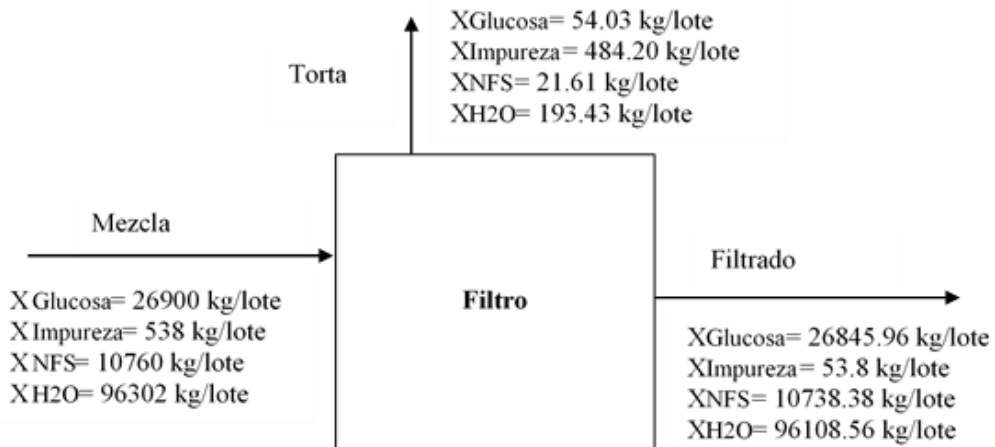


Figura 20-3: Balance de masa en el filtro de placa y marco (PFF-101)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

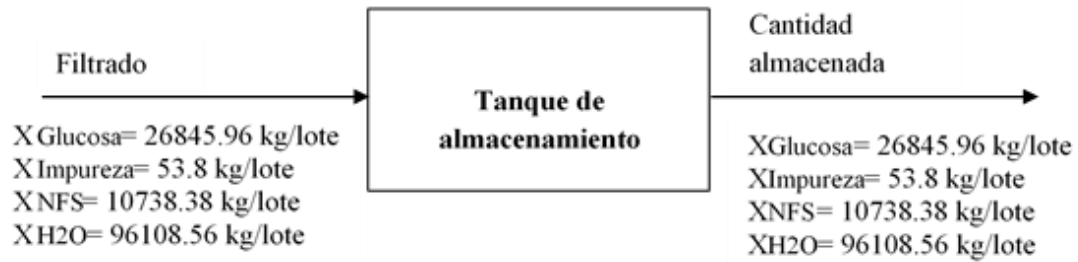


Figura 21-3: Balance de masa en el tanque de almacenamiento (V-102)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

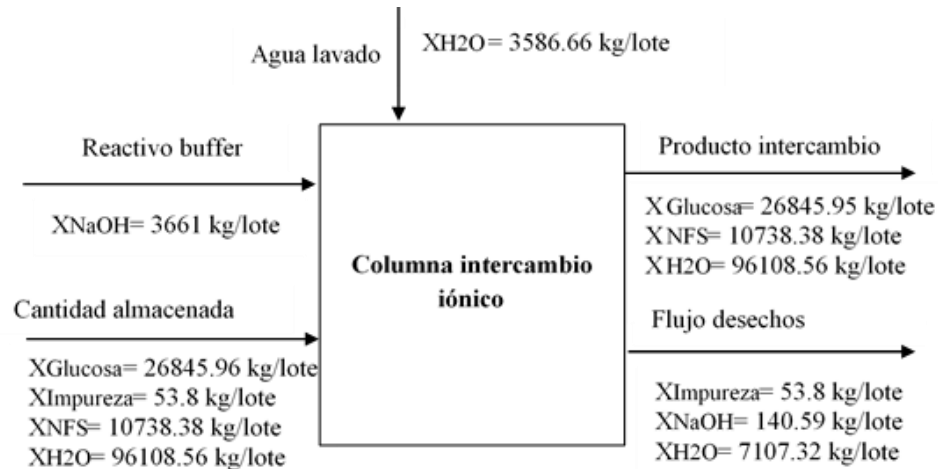


Figura 22-3: Balance de masa en la columna de intercambio iónico

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

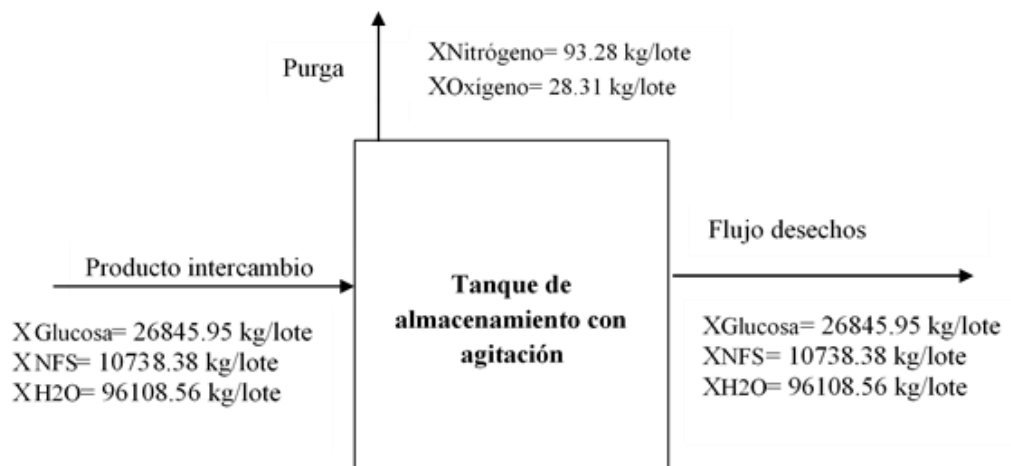


Figura 23-3: Balance de masa en el tanque de almacenamiento con agitación (V-103)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

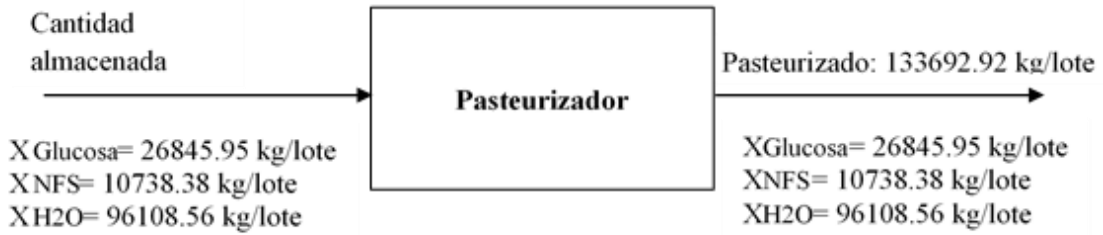


Figura 24-3: Balance de masa en el pasteurizador (ST-101)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

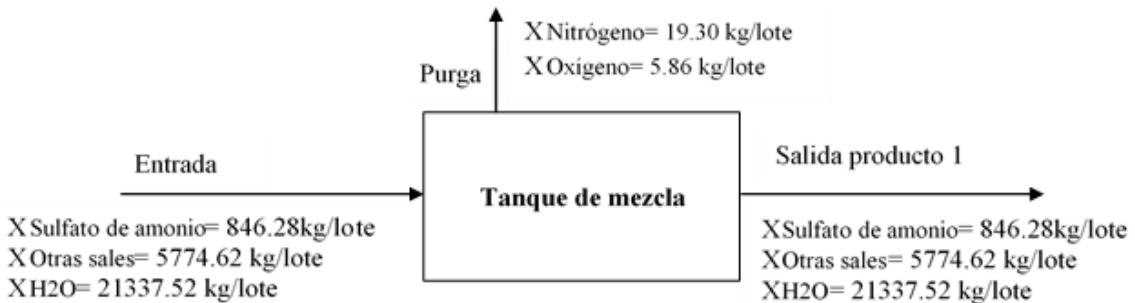


Figura 25-3: Balance de masa en el tanque de almacenamiento (V-104)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

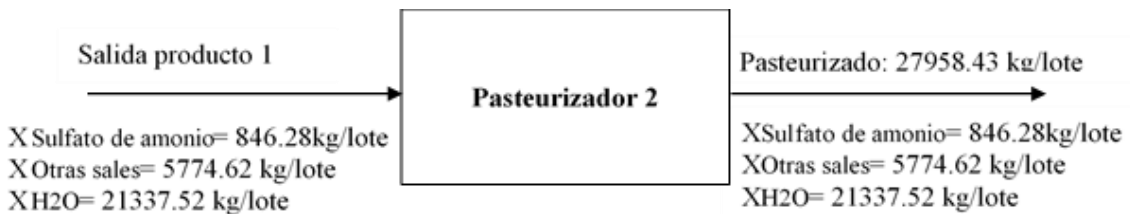


Figura 26-3: Balance de masa en el pasteurizador 2 (ST-101)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

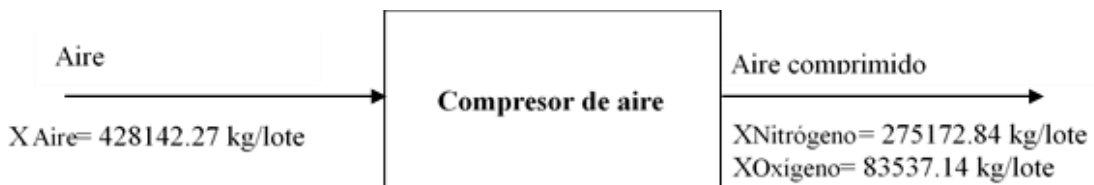


Figura 27-3: Balance de masa en el compresor de aire (G-101)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

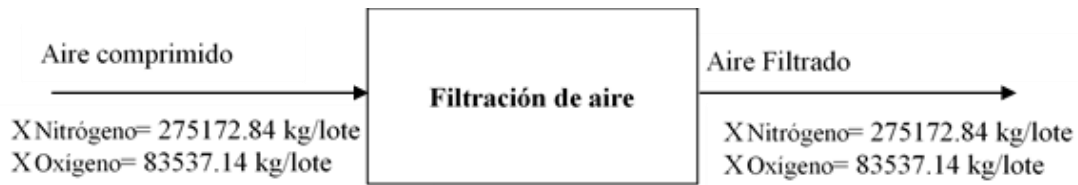


Figura 28-3: Balance de masa en el filtro de aire (AF-102)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

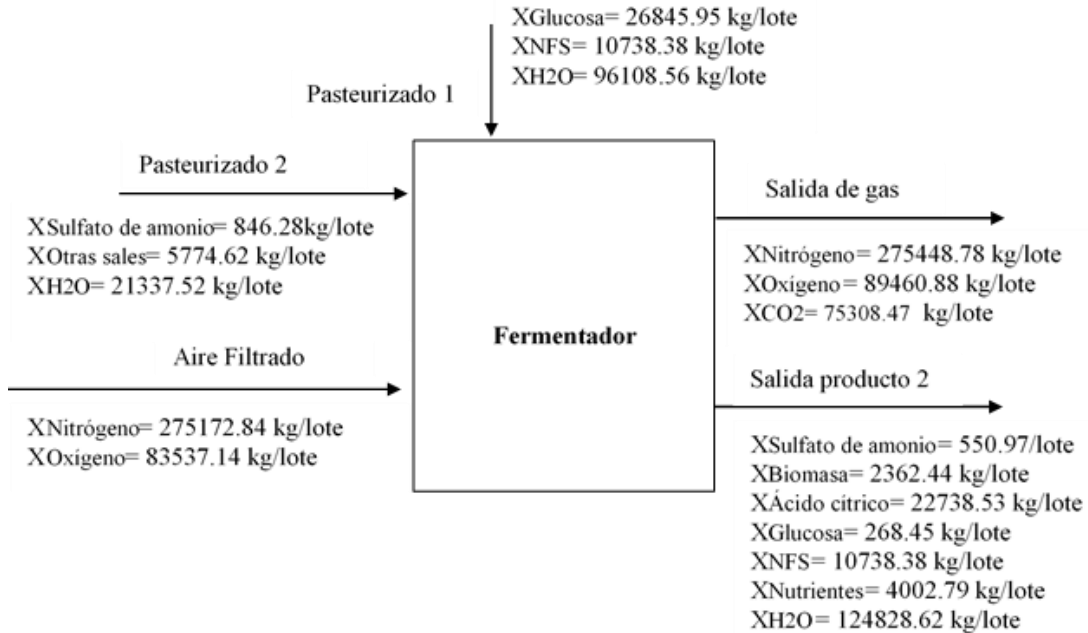


Figura 29-3: Balance de masa en el fermentador (FR-101)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

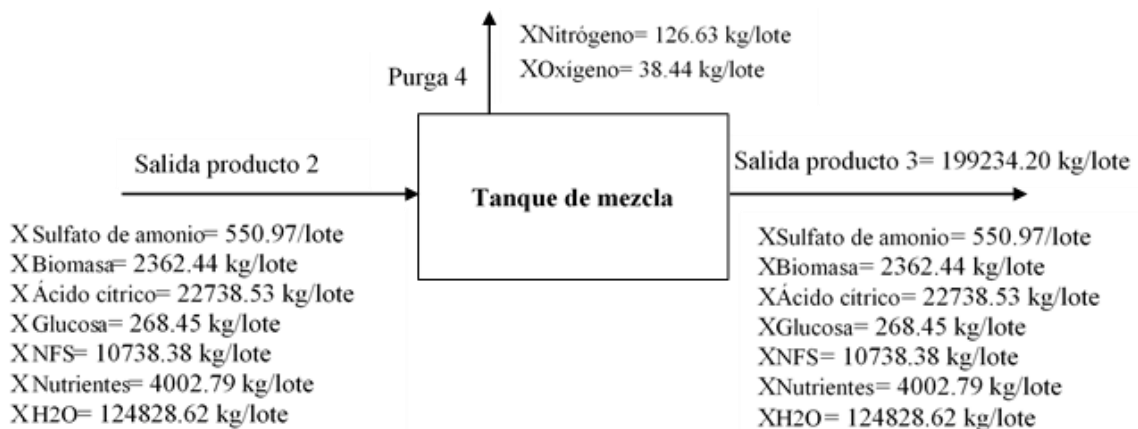


Figura 30-3: Balance de masa en el tanque de almacenamiento (V-105)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

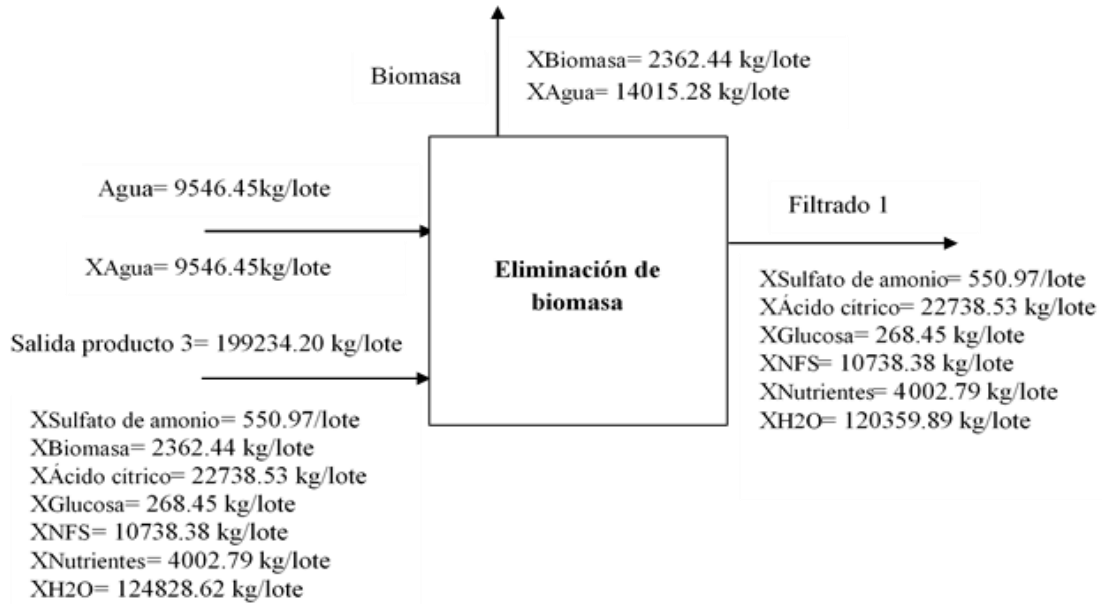


Figura 31-3: Balance de masa en el filtro rotatorio al vacío (RVF-101)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

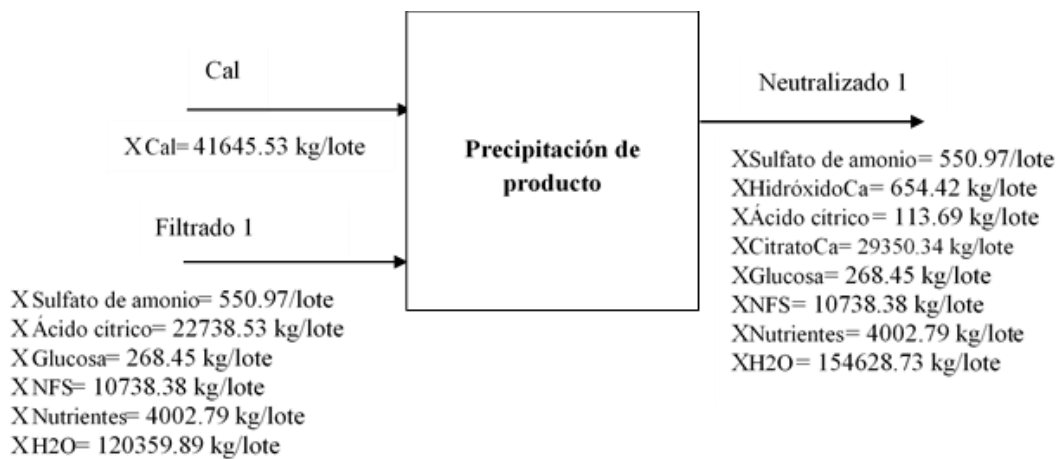


Figura 32-3: Balance de masa en el tanque de precipitación (V-106)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

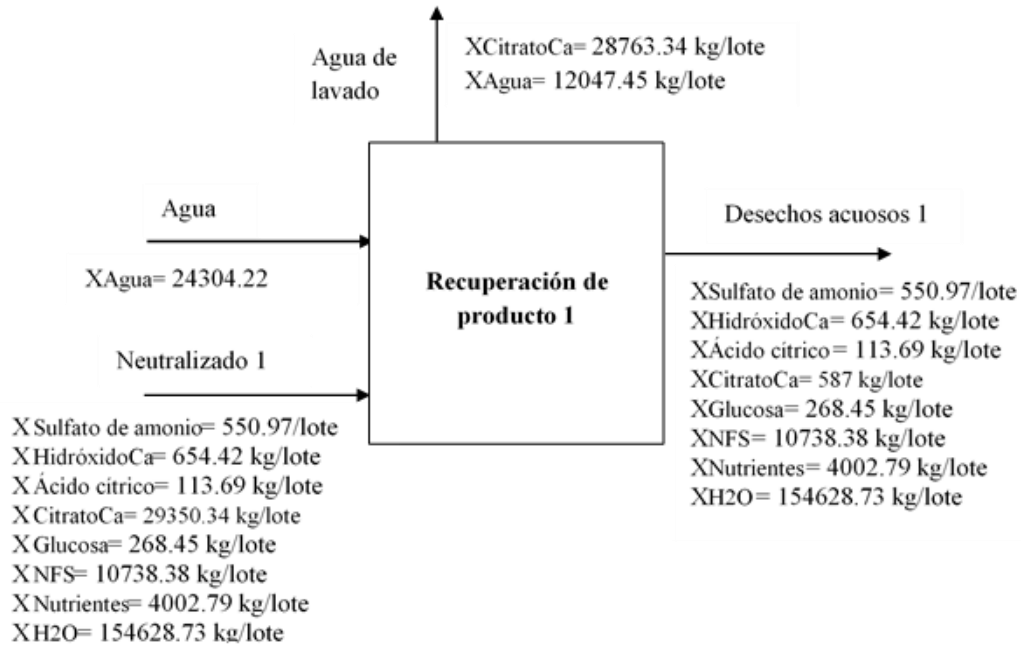


Figura 33-3: Balance de masa en el filtro rotatorio al vacío (RVF-102)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

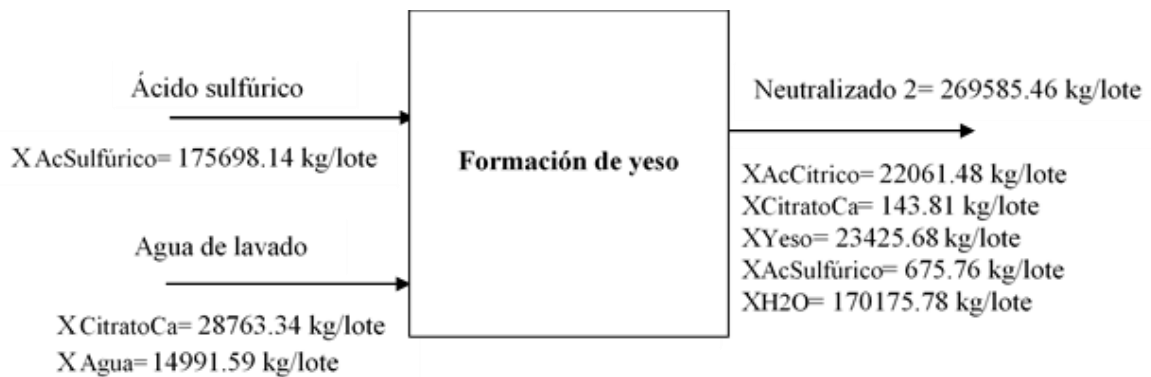


Figura 34-3: Balance de masa en el tanque de formación de yeso (V-107)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

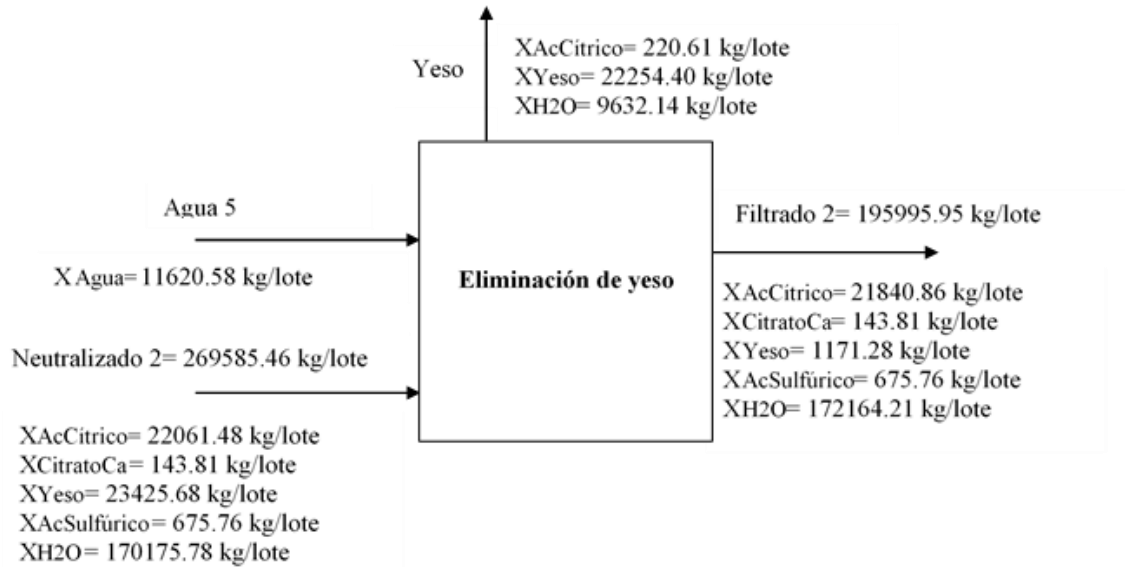


Figura 35-3: Balance de masa en el filtro rotatorio al vacío (RVF--103)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

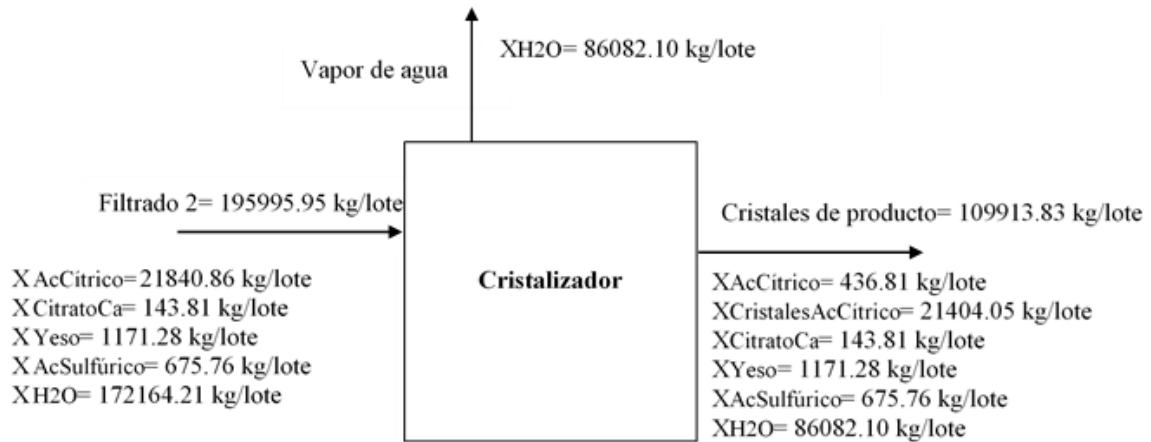


Figura 36-3: Balance de masa en el cristalizador (CR-101)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

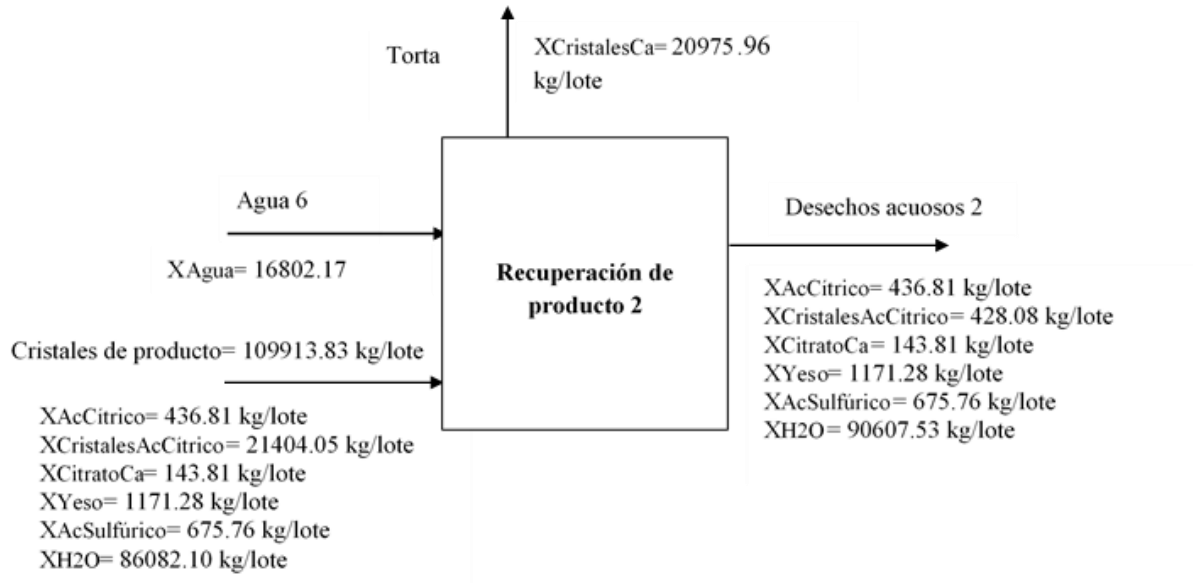


Figura 37-3: Balance de masa en el filtro rotatorio (RVF-104)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

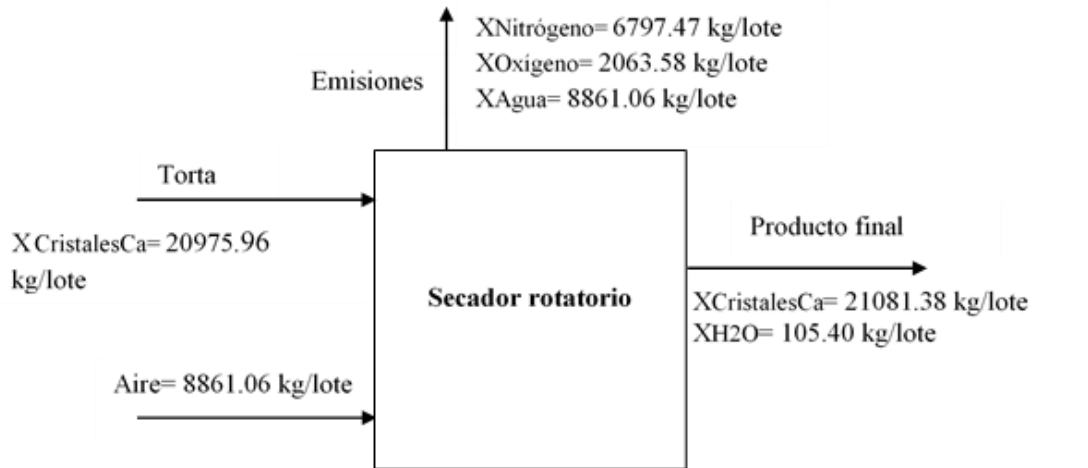


Figura 38-3: Balance de masa en el secador rotatorio (RDR-101)

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.4.8. Condiciones y variables óptimas de operación

En las tablas a continuación se muestran las condiciones y variables óptimas de operación (temperatura, presión, flujo másico y flujo volumétrico), para cada equipo del proceso de producción de ácido cítrico.

a) Tanque de mezcla (V-101)

Tabla 9-3: Condiciones y variables de operación para el tanque de mezcla V-101

Flujos Condiciones /Variables	Entrada			Salida
	Fuente de carbono	Agua 1-a	Agua 1-b	Mezclado 1
Temperatura (°C)		25		25
Presión (atm)		1		3.25
Flujo másico (kg/lote)	53 800	42 000	38 700	134 500
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	23.148	42	38.7	103.84

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

b) Filtro PFF-101

Tabla 10-3: Condiciones y variables de operación del filtro PFF-101

Flujos Condiciones /Variables	Entrada		Salida
	Mezclado 1	Torta de filtración	Filtrado 1
Temperatura (°C)	25		25
Presión (atm)	3.25		3.25
Flujo másico (kg/lote)	134 500	753.285	133 746.71
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	103.84	0.69	103.15

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

c) Tanque de almacenamiento V-102

Tabla 11-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de almacenamiento V-102

Flujos Condiciones /Variables	Entrada		Salida
	Torta de filtración	Filtrado 1	Almacenado 1
Temperatura (°C)		25	25
Presión (atm)		3.25	3.20
Flujo másico (kg/lote)	753.285	133 746.71	133 746.71
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	0.69	103.15	103.15

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

d) Columna de intercambio iónico C-101

Tabla 12-3: Condiciones y variables de operación en la columna de intercambio iónico C-101

Flujos Condiciones /Variables	Entrada			Salida	
	Almacenado 1	Reactivo buffer	Lavado	Producto intercambio	Desechos
Temperatura (°C)		25		25	
Presión (atm)	3.20		1		1
Flujo másico (kg/lote)	133 746.71	366.25	3 586.66	133 692.91	7 301.72
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	103.15	3.58	3.58	103.10	7.22

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

e) Tanque de almacenamiento V-103

Tabla 13-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de almacenamiento V-103

Flujos Condiciones /Variables	Entrada		Salida	
	Producto intercambio	Almacenado 2	Purga 1	
Temperatura (°C)	25		25	
Presión (atm)	1		1	
Flujo másico (kg/lote)	133 692.91	133 692.91		121.60
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	103.10	103.10		103.10

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

f) Pasteurizador ST-101

Tabla 14-3: Condiciones y variables de operación en el pasteurizador ST-101

Flujos Condiciones /Variables	Entrada	Salida
	Almacenado 2	Pasteurizado 1
Temperatura (°C)	25	35
Presión (atm)	1	1
Flujo másico (kg/lote)	133 692.91	133 692.91
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	103.10	103.10

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

g) Tanque de mezcla V-104

Tabla 15-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de mezcla V-104

Condiciones /Variables	Entrada			Salida	
	Sulfato de amonio	Otras sales	Agua 2	Purga 2	Salida producto 1
Temperatura (°C)		25		25	
Presión (atm)		1		1	
Flujo másico (kg/lote)	846.28	5 774.72	21 337.52	25.16	27 958.43
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	0.47	5.77	21.33	21.88	27.59

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

h) Pasteurizador 2

Tabla 16-3: Condiciones y variables de operación en el pasteurizador ST-102

Condiciones /Variables	Salida	
	Salida producto 1	Pasteurizado 2
Temperatura (°C)	25	35
Presión (atm)	1	1
Flujo másico (kg/lote)	27 958.43	27 958.43
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	27.59	27.59

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

i) Compresor de aire

Tabla 17-3: Condiciones y variables de operación en el compresor de aire

Condiciones /Variables	Salida	
	Aire	Aire comprimido
Temperatura (°C)	25	40
Presión (atm)	1	2.97
Flujo másico (kg/lote)	358 709.98	358 709.98
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	304 205.201	107 422.32

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

j) Filtro de aire AF-102

Tabla 18-3: Condiciones y variables de operación en el Filtro de aire AF-102

Flujos	Entrada		Salida
	Aire comprimido		Aire filtrado
Condiciones /Variables			
Temperatura (°C)	40		40
Presión (atm)	2.97		2.97
Flujo másico (kg/lote)	358 709.98		358 709.98
Flujo volumétrico (m³/lote)	107 422.32		107 422.32

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

k) Fermentador

Tabla 19-3: Condiciones y variables de operación en el fermentador FR-101

Flujos	Entrada			Salida	
	Pasteurizado 1	Pasteurizado 2	Aire filtrado	Gas	Salida producto 2
Condiciones /Variables					
Temperatura (°C)	35			20	35
Presión (atm)	1				1
Flujo másico (kg/lote)	133 692.15	27 958.43	358 709.98	355 185.96	165 490.32
Flujo volumétrico (m³/lote)	103.11	27.59	107 422.32	295 501.75	137.94

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

l) Filtro de aire AF-102

Tabla 20-3: Condiciones y variables de operación en el filtro de aire AF-102

Flujos	Entrada		Salida
	Aire comprimido		Aire filtrado
Condiciones /Variables			
Temperatura (°C)	20		20
Presión (atm)	1		1
Flujo másico (kg/lote)	355 185.96		355 185.96
Flujo volumétrico (m³/lote)	295 501.75		295 501.75

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

m) Tanque de almacenamiento V-105

Tabla 21-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de almacenamiento V-105

Flujos	Entrada		Salida	
	Salida producto 2	Salida producto 3	Purga 4	
Condiciones /Variables				
Temperatura (°C)	35		35	
Presión (atm)	1		1	
Flujo másico (kg/lote)	165 490.32		165 490.32	165.07
Flujo volumétrico (m³/lote)	137.94		137.94	144.64

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

n) Filtro rotatorio al vacío RVF-101

Tabla 22-3: Condiciones y variables de operación en el filtro rotatorio al vacío RVF-101

Flujos	Entrada		Salida		
	Salida producto 3	Agua 3	Biomasa	Filtrado 1	
Condiciones /Variables					
Temperatura (°C)	35	25		34.33	
Presión (atm)	1			1	
Flujo másico (kg/lote)	165 490.32	9 546.45	16 377.72	158	659.04
Flujo volumétrico (m³/lote)	137.94	9.54	16.26	131.22	

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

o) Tanque de mezcla V-106

Tabla 23-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de mezcla V-106

Flujos	Entrada		Salida		
	Cal	Filtrado 1	Neutralizado 1	Purga 5	
Condiciones /Variables					
Temperatura (°C)	25	34.33	50	25	
Presión (atm)	1		1		
Flujo másico (kg/lote)	41 645.53	158 659.04	200 307.82		
Flujo volumétrico (m³/lote)	33.80	131.22	192.21		

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

p) Filtro rotatorio al vacío V-106

Tabla 24-3: Condiciones y variables de operación en el filtro rotatorio al vacío V-106

Flujos Condiciones /Variables	Entrada		Salida	
	Neutralizado 1	Agua 4	Agua de lavado	Desechos acuosos
Temperatura (°C)	50	25		46.70
Presión (atm)		1		1
Flujo másico (kg/lote)	200 307.82	24 304.22	40 810.79	183 801.24
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	192.21	24.30	40.81	175.70

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

q) Tanque de mezcla V-107

Tabla 25-3: Condiciones y variables de operación en el tanque de mezcla V-107

Flujos Condiciones /Variables	Entrada		Salida	
	Agua de lavado	Ácido sulfúrico	Purga 6	Neutralizado 2
Temperatura (°C)	46.70	25	25	35
Presión (atm)		1		1
Flujo másico (kg/lote)	40 810.79	175 698.14		216 482.53
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	40.81	175.69		183.95

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

r) Filtro rotatorio al vacío RVF-103

Tabla 26-3: Condiciones y variables de operación en el filtro rotatorio al vacío RVF-103

Flujos Condiciones /Variables	Entrada		Salida	
	Agua 5	Neutralizado 2	Filtrado 2	Yeso
Temperatura (°C)	25	35		34.38
Presión (atm)		1		1
Flujo másico (kg/lote)	11 620.58	216 482.53	195 995.94	32 107.16
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	11.62	183.95	176.32	19.25

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

s) Cristalizador CR-101

Tabla 27-3: Condiciones y variables de operación en el cristalizador CR-101

Flujos Condiciones /Variables	Entrada		Salida	
	Filtrado 2	Vapor de agua	Cristales de producto	
Temperatura (°C)	34.38	100	15	
Presión (atm)	1		1	
Flujo másico (kg/lote)	195 995.94	86 082.108	109 913.83	
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	176.32	86.08	101.34	

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

t) Filtro rotatorio al vacío RVF-104

Tabla 28-3: Condiciones y variables de operación en el filtro rotatorio al vacío RVF-104

Flujos Condiciones /Variables	Entrada		Salida	
	Agua 6	Cristales de producto	Torta	Desechos acuosos 2
Temperatura (°C)	25	15	16.32	
Presión (atm)		1		1
Flujo másico (kg/lote)	13 491.89	109 913.83	29 942.43	93 463.29
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	13.49	101.34	22.57	92.26

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

u) Secador rotatorio RDR-101

Tabla 29-3: Condiciones y variables en el secador rotatorio RDR-101

Flujos Condiciones /Variables	Entrada		Salida	
	Torta	Aire 2	Emisiones	Producto final
Temperatura (°C)	16.32	25	110	
Presión (atm)		1		1
Flujo másico (kg/lote)	29 942.43	861.06	17 722.12	21 081.37
Flujo volumétrico (m ³ /lote)	22.57	7 514.65	25 114.79	3 616.58

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.5. Impacto ambiental del proceso de producción

La **Tabla 30- 3** corresponde al impacto ambiental, presenta los cálculos de la cantidad de compuestos que son considerados como residuos o desechos, los cuales son necesarios para tener una idea del tipo de tratamientos que se podría utilizar para disminuir los impactos ambientales generados por su presencia.

Las cantidades que se presentan están agrupadas de acuerdo al estado físico en el cual se descargan, como es el caso de líquidos y emisiones. Además, aunque en este caso no se evidencia la contaminación por sustancias orgánicas, se presenta este grupo por la importancia de su control.

3.2.5.1. Cantidades generadas de residuos acuosos

Tabla 30-3: Impacto ambiental del proceso de producción: Residuos acuosos

Componente	kg/kg MP	kg/lote	kg/año	%
Sulfato de Amonio	0.026	550.976	180 720	0.18
Biomasa	0.112	2 362.445	774 882	0.75
Cristales de Ácido Cítrico	0.020	428.081	140 411	0.14
Hidróxido de Calcio	0.031	654.430	214 653	0.21
Citrato de Calcio	0.035	730.824	239 710	0.23
Ácido Cítrico	0.026	550.510	180 567	0.18
Glucosa	0.015	322.493	105 778	0.10
Yeso	0.056	1 171.284	384 181	0.37
Impurezas	0.026	538.000	176 464	0.17
NFS	0.510	10 760.000	3 529 280	3.42
Nutrientes	0.190	4 002.792	1 312 916	1.27
Hidróxido de Sodio	0.015	306.484	100 527	0.10
Ácido Sulfúrico	0.032	675.762	221 650	0.22
Agua	13.815	291 247.320	95 529 121	92.66
TOTAL	14.909	314 301.400	103 190 859	100.00

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.5.2. Cantidades generadas de residuos orgánicos

En la **Tabla 31-3** se muestra la cantidad de residuos orgánicos: por producción final, por lote, por año y en porcentaje.

Tabla 31-3: Impacto ambiental del proceso de producción: Residuos orgánicos

Componente	kg/kg MP	kg/lote	kg/año	%
TOTAL		0.000	0	
C. Residuos Sólidos				
Componente	kg/kg MP	kg/lote	kg/año	%
Ácido Cítrico	0.010	220.615	72,362	0.69
Yeso	1.056	22 254.400	7 299 443	69.31
Agua	0.457	9 632.149	3 159 345	30.00
TOTAL	1.523	32 107.164	10 531 150	100.00

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.5.3. Cantidades generadas de emisiones

Las emisiones que se generan en el proceso de producción de ácido cítrico se muestran en la **Tabla 32-3**.

Tabla 32-3: Impacto ambiental del proceso de producción: Emisiones

Componente	kg/kg MP	kg/lote	kg/año	%
Nitrógeno	0.011	239.222	78 465	0.28
Oxígeno	0.003	72.623	23 820	0.08
Agua	4.083	86 082.108	28 234 932	99.64
TOTAL	4.098	86 393.954	28 337 217	100.00

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.5.4. Cantidades generadas de total de residuos

Tabla 33-3: Total de residuos

Componente	kg/kg MP	kg/lote	kg/año	%
Sulfato de Amonio	0.026	550.976	180 720	0.13
Biomasa	0.112	2 362.445	774 882	0.55
Cristales de Ácido	0.020	428.081	140 411	0.10
Hidróxido de Calcio	0.031	654.430	214 653	0.15
Citrato de Calcio	0.035	730.824	239 710	0.17
Ácido Cítrico	0.037	771.125	252 929	0.18
Glucosa	0.015	322.493	105 778	0.07
Yeso	1.111	23 425.684	7 683 624	5.41
Impurezas	0.026	538.000	176 464	0.12
NFS	0.510	10 760.000	3 529 280	2.49
Nitrógeno	0.011	239.222	78 465	0.06
Nutrientes	0.190	4 002.792	1 312 916	0.92
Hidróxido de Sodio	0.015	306.484	100 527	0.07
Ácido Sulfúrico	0.032	675.762	221 650	0.16
Agua	18.356	386 961.577	126 923 397	89.41
TOTAL	20.530	432 802.519	141 959 226	100.00

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

Son los residuos líquidos los que se descargan en una mayor cantidad, como se observa en la **Tabla 33-3**. Se puede evidenciar que el grupo de emisiones aunque su porcentaje de descarga es alto, no representa problema debido a que corresponde solamente al aire que ingresa para los procesos de producción respectivamente. Los residuos sólidos corresponden a las tortas resultantes de los procesos de filtración.

3.2.6. Estimación de costos de las operaciones del proyecto

Al ser un proyecto industrial real, la estimación se realizará con el uso de reportes de estimación de costos, los que están basados en precios FOB, y proporcionan costos de forma precisa en comparación a cualquier otro tipo de metodología conocida. En el numeral 3.2.7.1. *Requerimientos de equipos utilizados en el proceso de producción*, se presenta los costos estimados de acuerdo a lo expuesto en este apartado.

3.2.6.1. Cálculo de costos de la columna empacada de intercambio iónico

La estimación de costos de la columna empacada de intercambio iónico se encuentra en función del diámetro interno y la altura del empaque, tal como se observa en la **Figura 39-3**, la altura de la columna es de 2 m (6 pies), lo que define un costo de \$150 000.

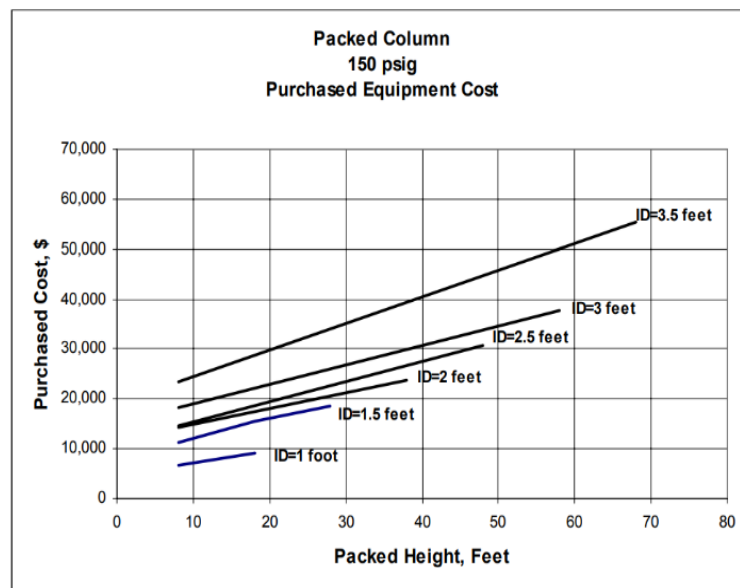


Figura 39-3: Curva de costos para la Columna empacada

Fuente: (DOE/NETL-2002/1169, 2017)

3.2.6.2. Cálculo de costos de cristizador por evaporación

La estimación de costos de un cristizador por evaporación, puede darse por la estimación de costos de los evaporadores, los cuales están en función de la disposición de los tubos de transferencia de calor, mismos que, pueden estar vertical u horizontalmente colocados. Además, de la superficie de contacto, la misma que en este caso se encuentra en pies cuadrados como se observa en la **Figura 40-3**, para un área de aproximadamente 250 m².

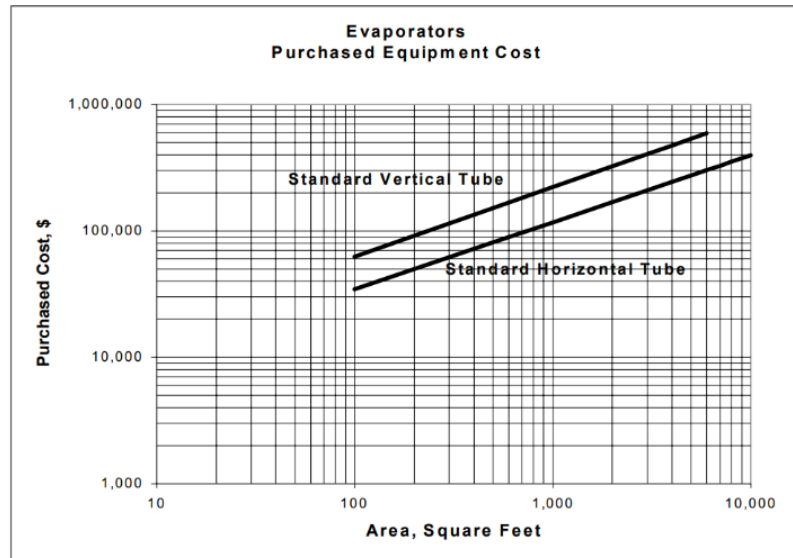


Figura 40-3: Curva de costos para el cristizador por evaporación
Fuente: (DOE/NETL-2002/1169, 2017)

3.2.6.3. Cálculo de costos de compresor centrífugo

El costo del compresor centrífugo se estima en función de la presión de descarga y la capacidad, dada en pies cúbicos por minuto, como se muestra en la **Figura 41-3**.

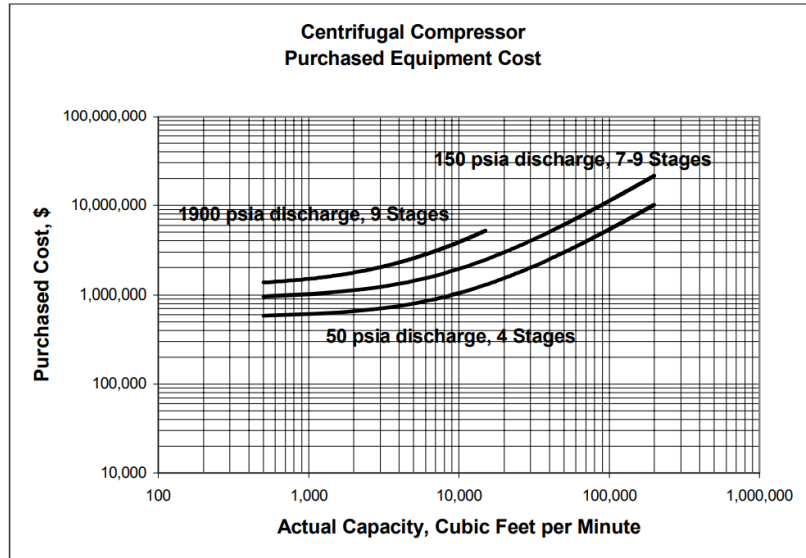


Figura 41-3: Curva de costos para los compresores centrífugos
 Fuente: (DOE/NETL-2002/1169, 2017)

3.2.6.4. *Cálculo de costos de tanques de almacenamiento*

La estimación de costos de los tanques de almacenamiento se realiza en función de su capacidad, la misma que, se encuentra expresada en galones. Además, se toma en consideración el tipo de cubierta que posee el tanque objeto de estudio, tal como se presenta en la **Figura 42-3**. Acorde al volumen de los tanques que se usan en el proceso los costos varían como se muestra en la **Tabla 34-3**.

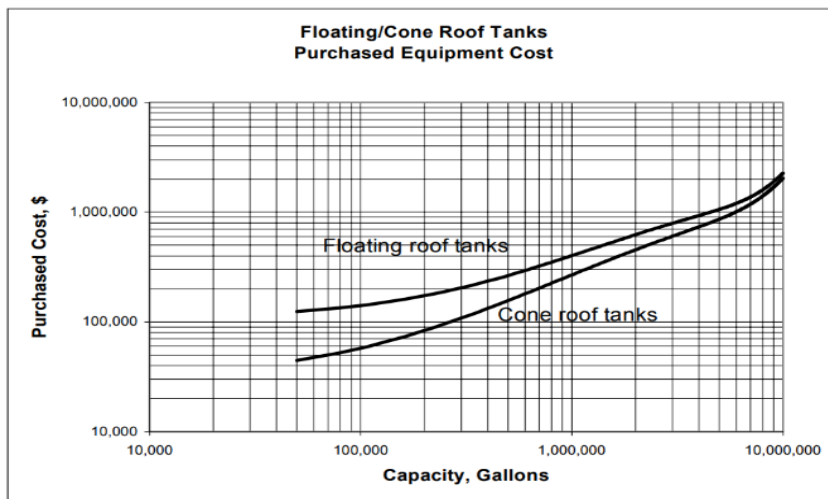


Figura 42-3: Curva de costos para los tanques de almacenamiento
 Fuente: (DOE/NETL-2002/1169, 2017)

3.2.6.5. Cálculo de costo de agitadores

La estimación de los agitadores que son parte de los tanques de almacenamiento se realiza en función de la potencia expresada en caballos de fuerza (Hp), como se muestra en la **Figura 43-3**.

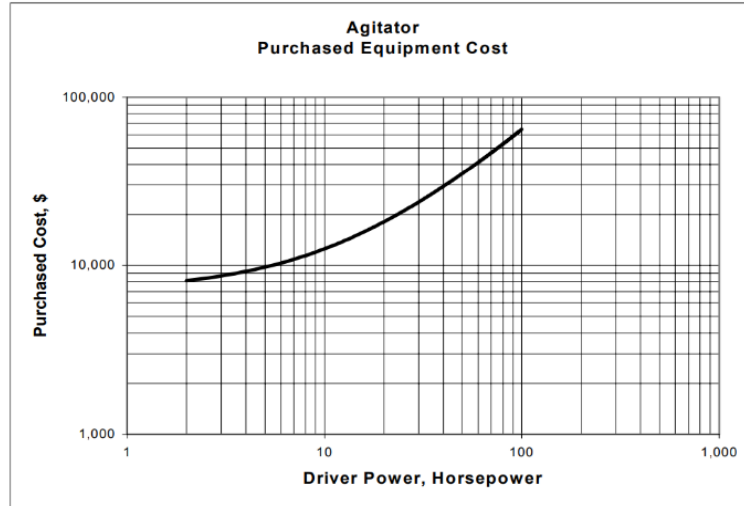


Figura 43-3: Curva de costos para los agitadores
Fuente: (DOE/NETL-2002/1169, 2017)

3.2.6.6. Cálculo de costos de los filtros

La estimación de los costos de los filtros se realiza de acuerdo al tipo de filtro, como se puede observar en la **Figura 44-3**, para el filtro de placa y marco (PFF-101) acorde a sus especificaciones el costo es de \$145 000.

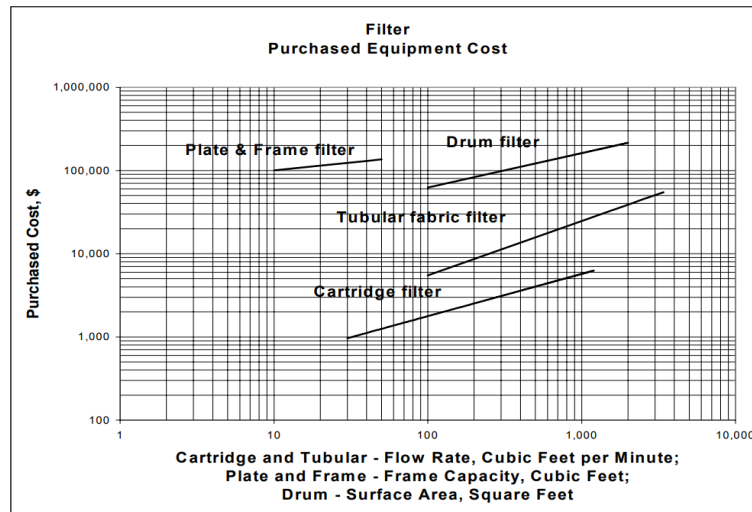


Figura 44-3: Curva de costos para los filtros
Fuente: (DOE/NETL-2002/1169, 2017)

3.2.6.7. Cálculo de costos de secadores

Los costos de secadores se estiman en función del área y el tipo de contacto como se observa en la **Figura 45-3**. El secador que el proceso requiere tiene un área de 44.08 m², con un costo de \$292 000.

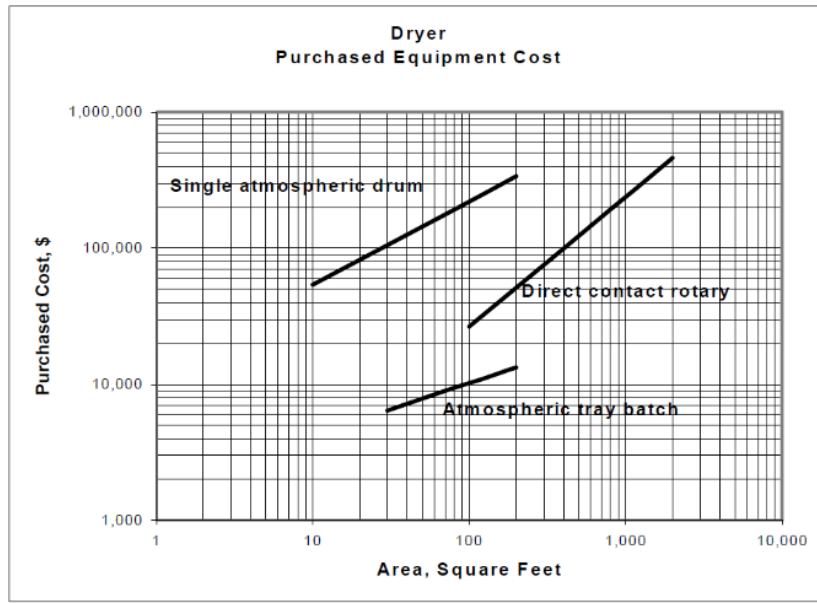


Figura 45-3: Curva de costos para los secadores

Fuente: (DOE/NETL-2002/1169, 2017)

3.2.7. Requerimientos de tecnología, equipos y maquinaria

3.2.7.1. Requerimientos de equipos utilizados en el proceso de producción

Cada uno de los equipos que intervienen en el diseño del proceso de producción de ácido cítrico deben cumplir con características específicas y de acuerdo a ellas, varían los costos de compra, como se muestra en la **Tabla 34-3**.

Tabla 34-3: Requerimientos de equipos utilizados en el proceso de producción

Nombre	Tipo	Unidades	Standby/ Staggered	Tamaño (Capacidad)		Material de Construcción	Costo de la Compra (\$/Unidad)
V-101	Tanque de	1	0/0	150.00	m ³	CS	240 000
V-104	Tanque de	1	0/0	33.00	m ³	CS	151 000
FR-101	Fermentador	1	0/6	200.00	m ³	SS316	351 000
AF-101	Filtro de Aire	1	0/0	12 312 573.18	l/h	CS	49 000
V-105	Tanque de fondo	1	0/1	200.00	m ³	CS	160 000
RVF-101	Filtro de Rotación al Vacío	1	0/0	20.42	m ²	CS	123 000
G-101	Compresor Centrifugo	1	0/0	631.49	kW	CS	795 000
AF-102	Filtro de Aire	1	0/0	4 475 930.24	l/h	CS	22 000
CR-101	Cristalizador	1	0/0	48.98	m ³	CS	355 000
RVF-104	Filtro de Rotación al Vacío	1	0/0	13.15	m ²	CS	103 000
RDR-	Secador	1	0/0	44.08	m ²	SS316	292 000
PFF-101	Filtro de Placas y Marcos	1	0/0	128.95	m ²	SS316	145 000
C-101	PBA Columna Cromatográfica	1	0/0	1.79	m ³	SS316	150 000
RVF-102	Filtro de Rotación al Vacío	1	0/0	36.07	m ²	CS	154 000
RVF-103	Filtro de Rotación al Vacío	1	0/0	27.45	m ²	CS	138 000
V-102	Tanque de	1	0/0	150.00	m ³	SS316	240 000
V-103	Tanque de	1	0/0	150.00	m ³	SS316	240 000
V-106	Neutralizador	1	0/0	18.23	m ³	CS	87 000
V-107	Neutralizador	1	0/0	5.67	m ³	CS	62 000
ST-101	Pasteurizador	1	0/0	12 887.76	l/h	SS316	193 000

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

En la tabla se observa que aunque existe un conjunto de equipos, su diferencia radica en el tamaño o la capacidad de los mismos, con lo que se ve afectado directamente los costos de compra. Otra característica importante corresponde a los materiales de construcción, los mismos que, están expresados en normativa internacional, teniendo así el CS (por sus siglas en inglés “Carbon Steel”) el cual representa el acero al carbono y SS316 (por sus siglas en inglés “Stainless Steel 316”) el cual representa al material de Acero Inoxidable Tipo 316, que cumple con características específicas.

3.2.7.2. *Especificaciones de los equipos utilizados en la planta de ácido cítrico*

Las características de los equipos, son esenciales para determinar los costos en base a éstas. El tamaño de los equipos que se utilizan en el proceso de producción de ácido cítrico se calcula o establece por el diseñador, esto en relación a la función del equipo. El número de unidades está establecido de acuerdo al cumplimiento de todas las características específicas de cada uno. Esta aclaración se la realiza porque existe por ejemplo varios tanques de mezcla, que están agrupados como un solo equipo, esto es debido a que especialmente la capacidad es el punto de diferencia entre todos y sobre la cual se realizan cálculos de otras características.

En la tabla de características de equipos se presentan el número de equipos que se encuentran en espera y el número de unidades alternadas, en este diseño no presentan valores superiores a cero, porque el cálculo se lo realiza para la producción en línea y sin tener dos o más equipos trabajando simultáneamente.

Los factores de instalación, mantenimiento y asignación de costos se encuentran en función del porcentaje de la inversión total que requiere cada equipo para ser instalado, realizar su mantenimiento y asignar sus costos respectivamente.

La tasa de uso representa el tiempo en el cual el equipo se encuentra trabajando en el proceso de producción y está dada en \$/equipo-h, que quiere decir, el costo de utilización en dólares por cada hora de un equipo específico.

El material de construcción está en función de las características de los productos a ser obtenidos que el o los diseñadores han definido previamente al diseño. El costo de compra está dado en precios FOB y el año de referencia es el año 2012 de acuerdo a las tablas y datos obtenidos para equipos industriales.

Desde la característica de capacidad variable de volumen en m^3 , las demás características sub siguientes corresponden a variables de diseño de cada uno de los equipos, los cuales difieren de acuerdo al tipo de equipo.

3.2.7.3. Especificaciones técnicas de tanques de mezcla

Tabla 35-3: Características técnicas de los tanques de mezcla

V-101 (Tanque de mezcla)		
El tamaño del equipo es establecido por el		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.30	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de Compra (Modelo definido por	240 000.00	\$/Unidad
Volumen	150.00	m ³
Diámetro	3.99	m
Altura	11.98	m
Presión de Diseño	1.50	atm
V-102 (Tanque de mezcla)		
El tamaño del equipo es establecido por el		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.30	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		SS316
Costo de Compra (Modelo definido por	240 000.000	\$/Unidad
Volumen	150.00	m ³
Diámetro	3.99	m
Altura	11.98	m
Presión de Diseño	1.50	atm
V-103 (Tanque de mezcla)		
El tamaño del equipo es establecido por el		
diseñador		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.30	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h

Continúa→

Material de Construcción		SS316
Costo de Compra (Modelo definido por	240 000.000	\$/Unidad
Volumen	150.00	m ³
Diámetro	3.99	m
Altura	11.98	m
Presión de Diseño	1.50	atm

V-104 (Tanque de mezcla)

El tamaño del equipo es establecido por el		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de Compra (Modelo definido por	151 000.000	\$/Unidad
Volumen	33.00	m ³
Diámetro	2.41	m
Altura	7.23	m
Presión de Diseño	1.50	Bar

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.4. Especificaciones técnicas de fermentadores

Tabla 36-3: Características técnicas de los fermentadores

FR-101 (Fermentador)		
El tamaño del equipo es establecido por el		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	6.00	
Factor de Instalación	0.20	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		SS316
Costo de Compra (Modelo definido por	351 000.00	\$/Unidad
Volumen	200.00	m ³
Diámetro	4.39	m
Altura	13.18	m
Presión de Diseño	1.50	atm

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.5. Especificaciones técnicas de filtros de aire

Tabla 37-3: Características técnicas de los filtros de aire

AF-101 (Filtro de Aire)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de compra (sistema modelo para el filtro de aire)	49 000.00	\$/Unidad
Rendimiento Nominal	12 312 573.17	l/h
Uso: Entrada de Aire		
AF-102 (Filtro de Aire)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de compra (sistema modelo para el filtro de aire)	22 000.00	\$/Unidad
Rendimiento Nominal	4 475 930.23	l/h
Uso: Entrada de Aire		

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.6. Especificaciones técnicas de tanques de almacenamiento de fondo plano

Tabla 38-3: Características técnicas de los tanques de fondo plano

V-105 (Tanque de fondo plano)		
El tamaño del equipo es establecido por el		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	1.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.10	

Continúa→

Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de Compra (Modelo definido por	160 000.000	\$/Unidad
Volumen	200.00	m ³
Diámetro	4.39	m
Altura	13.18	m
Presión de Diseño	1.50	atm

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.7. Especificaciones técnicas de filtros al vacío giratorios

Tabla 39-3: Características técnicas de los filtros al vacío giratorios

RVF-101 (Filtro al vacío giratorio)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.15	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de Compra (sistema modelo para para	123 000.00	\$/Unidad
Filtro Rotatorio al Vacío)		
Área del Filtro	20.42	m ²
RVF-102 (Filtro al vacío giratorio)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.15	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de Compra (sistema modelo para para	154 000.00	\$/Unidad
Filtro Rotatorio al Vacío		
Filter)		
Área del Filtro	36.07	m ²
RVF-103 (Filtro al vacío giratorio)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	

Continúa→

Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.15	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de Compra (sistema modelo para para Filtro Rotatorio al Vacío Filter)	138 000.00	\$/Unidad
Área del Filtro	27.45	m ²
RVF-104 (Filtro al vacío giratorio)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.15	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de Compra (sistema modelo para para Filtro Rotatorio al Vacío Filter)	103 000.00	\$/Unidad
Área del Filtro	13.15	m ²

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.8. Especificaciones técnicas de compresores centrífugos

Tabla 40-3: Características técnicas de los compresores centrífugos

G-101 (Compresor Centrifugo)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de Compra (sistema modelo para Compresor Centrifugo)	795 000.00	\$/Unidad
Potencia	631.49	kW

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.9. Especificaciones técnicas del cristalizador

Tabla 41-3: Características técnicas del cristalizador

CR-101 (Cristalizador)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.30	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de Compra (sistema modelo para el Cristalizador)	355 000.000	\$/Unidad
Volumen	48.98	m ³
Diámetro	2.92	m
Altura	7.30	m
Presión de Diseño	1.50	Atm

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.10. Especificaciones técnicas de secador rotatorio

Tabla 42-3: Características técnicas del secador rotatorio

RDR-101 (Secador Rotatorio)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		SS316
Costo de Compra (sistema modelo para Secador Rotatorio)	292 000.000	\$/Unidad
Diámetro del Tambor	1.68	m
Longitud del Tambor	8.38	m
Capacidad de Secado	369.21	kg/h

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.11. Especificaciones técnicas de filtro de placas y marcos

Tabla 43-3: Características técnicas de los filtros de placas y marcos

PFF-101 (Filtro de placas y marcos)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		SS316
Purchase Cost (set by user)	145 000.00	\$/Unidad
Área del Filtro	128.94	m ²

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.12. Especificaciones técnicas de PBA Columna Cromatográfica

Tabla 44-3: Características técnicas de la columna cromatografía

C-101 (PBA Columna Cromatográfica)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.05	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		SS316
Purchase Cost (set by user)	150 000.00	\$/Unidad
Unidad de Costo de Consumible: Resina	2.00	\$/l
Costo de Eliminación de Consumible:	0.00	\$/l
Diámetro de Columna	1.07	m
Altura de Relleno	2.00	m
Altura de Columna	2.00	m
Volumen del relleno	1.79	m ³
Volumen de Columna	1.79	m ³

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.13. Especificaciones técnicas de neutralizador

Tabla 45-3: Características técnicas del neutralizador

V-106 (Neutralizador)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.20	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de Compra (sistema modelo para	87 000.00	\$/Unidad
Volumen	18.23	m ³
Diámetro	2.10	m
Altura	5.25	m
Presión de Diseño	1.50	atm
V-107 (Neutralizador)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.20	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		CS
Costo de Compra (sistema modelo para	62 000.00	\$/Unidad
Volumen	5.67	m ³
Diámetro	1.42	m
Altura	3.56	m
Presión de Diseño	1.50	atm

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.14. Especificaciones técnicas del pasteurizador

Tabla 46-3: Características técnicas del pasteurizador

ST-101 (Pasteurizador)		
Tamaño de equipo fue calculado		
Número de Unidades	1.00	
Número de Unidades en espera (Standby)	0.00	
Número de Unidades Alternadas	0.00	
Factor de Instalación	0.50	
Factor de Mantenimiento	0.10	
Factor de asignación de costos	1.00	
Tasa de uso	100.00	\$/equipo-h
Tasa de disponibilidad	100.00	\$/h
Material de Construcción		SS316
Costo de Compra (sistema modelo para	193 000.00	\$/Unidad
Rendimiento Nominal	12 887.76	l/h
Longitud de tubo de sujeción	95.81	m
Diámetro de tubo de sujeción	9.85	cm
Área de transferencia de calor del	82.10	m ²
Área de Transferencia del Enfriador	104.91	m ²
Área de Transferencia del Regenerador	2.47	m ²

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.2.7.15. Aditivos de equipos

Los aditivos de los equipos pueden ser lubricantes, productos de limpieza entre otros y estos pueden ser o no necesarios para el funcionamiento del equipo específico.

En el caso del proceso de producción de ácido cítrico se ha definido un solo aditivo que corresponde a la resina de intercambio iónico utilizada en la PBA columna cromatográfica, en la cual el consumo es de 1793.33 litros y la frecuencia de su reemplazo es cada doscientos ciclos.

3.3. Análisis Económico del Proyecto

3.3.1. Base de costos

Los resultados de los costos presentados en esta sección se encuentran en base a costos del año 2012, en función al año de los costos encontrados en bibliografía y proveedores de equipos. Además, los costos se encuentran expresados en dólares y en precios FOB (Free On Board).

3.3.2. Resumen de costos

En este apartado se presenta el resumen de costos de toda la planta de producción de ácido cítrico, para lo cual cada ítem tiene un valor y se encuentra expresado en sus unidades respectivamente.

Tabla 47-3: Resumen de costos

Inversión Total de Capital	31 460 000	\$
Costo de Operación	31 460 000	\$/año
Costo neto de Operación	11 605 000	\$/año
Ingresos	13 829 000	\$/año
Tasa de Costo Base Anual	6 914 691	kg MP/año
Costo unitario de Producción	1.68	\$/kg MP
Costo neto de Producción Unitaria	1.68	\$/kg MP
Ingresos de Producción Unitaria	2.00	\$/kg MP
Margen Bruto	16.09	%
Retorno sobre la inversión	11.28	%
Tiempo de retribución	8.86	Años
TIR (Después de Impuestos)	8.05	%
VAN (con 8.0% Intereses)	165 000	\$

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

En la **Tabla 47-3**, el flujo total de la corriente de producto final está representado por MP, mientras que el TIR corresponde a la Tasa Interna de Retorno que se refiere a la rentabilidad que genera un proyecto determinado cuando sus flujos de caja son periódicos. El VAN es el valor actual neto, que es el cálculo a valor presente, el dinero que una inversión generará en el futuro.

3.3.3. Costos FOB de acuerdo a las especificaciones de los equipos

En la **Tabla 48-3**, se presenta los costos por unidad y el costo total de los equipos, los mismos que, se encuentran como costos FOB. En este proceso de producción se utiliza una sola unidad por equipo, por lo que se observa el mismo costo de la unidad que el costo total, con la excepción del fermentador, donde, el costo unitario y costo total son diferentes, debido a que este tipo de plantas utilizan más de un fermentador, en este caso 7 fermentadores, en función a que el proceso de fermentación es por lotes y la producción es continua, convirtiendo a los fermentadores en el cuello de botella del proceso de producción.

Tabla 48-3: Costos FOB de equipos

Nombre	Descripción	Unidad Costo (\$)	Costo (\$)
AF-101	Filtro de Aire Tasa de rendimiento= 12 312 573.17	49 000	49 000
AF-102	Filtro de Aire Tasa de rendimiento= 4 475 930.23	22 000	22 000
C-101	PBA Columna Cromatográfica Volumen de la Columna= 1.79 m ³	150 000	150 000
CR-101	Cristalizador Volumen del recipiente= 48.98 m ³	355 000	355 000
FR-101	Fermentador Volumen del recipiente= 200.00 m ³	351 000	2 457 000
G-101	Compresor Centrifugo Potencia del compresor= 631.49 kW	795 000	795 000
PFF-101	Filtro de placas y marcos Área del Filtro= 128.94 m ²	145 000	145 000
RDR-101	Secador Rotatorio Área de Secado= 44.08 m ²	292 000	292 000
RVF-101	Filtro al vacío giratorio Área del Filtro= 20.42 m ²	123 000	123 000
RVF-102	Filtro al vacío giratorio Área del Filtro= 36.07 m ²	154 000	154 000
RVF-103	Filtro al vacío giratorio Área del Filtro= 27.45 m ²	138 000	138 000
RVF-104	Filtro al vacío giratorio Área del Filtro= 13.15 m ²	103 000	103 000
ST-101	Pasteurizador Tasa de rendimiento= 12 887.76 l/h	193 000	193 000
V-101	Tanque de mezcla Volumen del recipiente= 150.00 m ³	240 000	240 000
V-102	Tanque de mezcla Volumen del recipiente= 150.00 m ³	240 000	240 000
V-103	Tanque de mezcla Volumen del recipiente= 150.00 m ³	240 000	240 000
V-104	Tanque de mezcla Volumen del recipiente= 33.00 m ³	151 000	151 000
V-105	Tanque de fondo plano Volumen del recipiente= 200.00 m ³	160 000	320 000
V-106	Neutralizador Volumen del recipiente= 18.23 m ³	87 000	87 000
V-107	Neutralizador Volumen del recipiente= 5.67 m ³	62 000	62 000
	Equipo no listado		702 000
		TOTAL	7 018 000

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.3.4. Resumen de estimación de capital fijo

3.3.4.1. Costos directos de la planta total

Los costos directos de la planta de producción corresponden a los costos asociados directamente con la producción de ácido cítrico, tomando en consideración que la **Tabla 49-3**, presenta los costos directos de la planta total con relación al capital fijo necesario para su instalación.

Tabla 49-3: Costos directos de la planta (TPDC)

1. Costo de Compra de Equipos	7 018 000
2. Instalación	2 445 000
3. Proceso de Tuberías	2 105 000
4. Instrumentación	1 404 000
5. Aislamiento	211 000
6. Eléctrico	702 000
7. Edificios	1 404 000
8. Mejora	1 053 000
9. Facilidades Auxiliares	702 000
TPDC	17 042 000

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.3.4.2. Costos indirectos de la planta total

Los costos indirectos relacionados al proceso de producción de ácido cítrico corresponden a los costos que no están relacionados directamente con el proceso de producción.

Tabla 50-3: Costos indirectos de la planta (TPIC)

10. Ingeniería	3 408 000
11. Construcción	5 112 000
TPIC	8 521 000

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

Se puede observar en la **Tabla 50-3** de costos indirectos que los costos correspondientes a ingeniería son elevados, esto es debido a que el cálculo corresponde a toda la ingeniería de los procesos de producción por ejemplo, diseño de tuberías, dimensionamiento de la planta, cartografía, estudios ambientales, asesoría contable y financiera entre otros. Además de que se debe indicar que los costos reflejados se encuentran calculados en función de precios estándar.

3.3.4.3. Costo de la Planta Total

Una vez que se ha obtenido los costos directos e indirectos se procede a calcular los costos totales de planta de producción de ácido cítrico, lo cual no es más que el resultado de la suma de costos directos e indirectos, como se muestra en la **Tabla 51-3**.

Tabla 51-3: Costo total de la planta

TPDC	17 042 000
TPIC	8 521 000
COSTO TOTAL (TPC)	25 562 000

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.3.4.4. Honorarios de contratistas y contingencias

En la **Tabla 52-3**, se muestran los costos referentes a honorarios de contratistas, están calculados de acuerdo a tablas, mientras que, los costos referentes a contingencias corresponden al 10% del costo total de la planta de producción de ácido cítrico.

Tabla 52-3: Honorarios de contratistas y contingencias

12. Tarifa de contratistas	1 278 000
13. Contingencias	2 556 000
Costos por honorarios y contingencias	3 834 000

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.3.4.5. Costo de Capital Fijo Directo

Una vez determinado los costos totales directos e indirectos y los costos por honorarios de contratistas y contingencias, se procede a realizar la suma de los mismos para obtener como resultado el costo de capital fijo directo, como se muestra en la **Tabla 53-3**.

Tabla 53-3: Costo de Capital Fijo Directo (DFC = TPC+CFC)

COSTO TOTAL (TPC)	25 562 000
COSTOS POR HONORARIOS Y	3 834 000
DFC	29 397 000

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.3.4.6. Costo de Capital de Trabajo

A continuación en la **Tabla 54-3**, se presentan los costos por concepto de capital de trabajo asumiendo que la planta opera en Ecuador.

Tabla 54-3: Costo de capital de trabajo

Mano de Obra Tipo	Unidad de Costo (\$/h)	Días de trabajo (h)	Costo Anual (\$)	%
Operador	8.85	91 140	806 592	100.00
TOTAL		91 140	806 592	100.00

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.3.4.7. Costo de materias primas

En la **Tabla 55-3** se muestran los costos de materias primas, que corresponden a los costos de todas las sustancias y compuestos químicos que son necesarios para la producción de ácido cítrico.

Tabla 55-3: Costo de materias primas

Materia	Unidad de Costo (\$)	Cantidad Anual		Costo Anual (\$)	%
Agua	0.001	56 701 804	kg	56 702	1.36
Melaza	0.150	17 646 400	kg	2 646 960	63.39
Sulfato de Amonio	0.080	277 580	kg	22 206	0.53
Nutrientes	0.150	1 894 077	kg	284 112	6.80
Nitrógeno	0.000	49 204	kg	0	0.00
NaOH (1 M)	0.020	2 617 888	kg	52 781	1.26
Aire	0.000	123 178 744	kg	0	0.00
Cal (33%)	0.027	13 659 737	kg	369 769	8.85
H ₂ SO ₄ (10% w/w)	0.013	57 628 992	kg	743 414	17.80
TOTAL				4 175 944	100.00

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

En la tabla de materias primas se presenta la cantidad anual a ser utilizada en masa (kg) con su correspondiente costo y el porcentaje del total de costo. Observando que, el nitrógeno y el aire no tienen costo alguno debido a que aunque es una materia prima que se utiliza no se lo adquiere, sino que se lo adiciona inyectándolo al proceso de fermentación específicamente por medio de un compresor centrífugo como se puede observar en el diagrama del proceso de producción.

3.3.4.8. Costos de aditivos

Un aditivo del proceso de producción es la resina de intercambio iónico utilizada en la columna cromatográfica respectivamente, su costo se muestra en la **Tabla 56-3**.

Tabla 56-3: Costos de aditivos

Consumible	Unidad de Costos (\$)	Cantidad Anual	Costo Anual (\$)	%
Resina Ácido Cítrico	2.000	2 9941	5 882	100.00
TOTAL			5 882	100.00

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.3.4.9. Tratamiento de residuos/Costos de eliminación

En la **Tabla 57-3**, se muestran los residuos que genera el proceso de producción de ácido cítrico. Todo proceso de producción tiene sub productos que deben ser eliminados como desechos o residuos, para lo cual, se necesita estimar la cantidad generada y el costo de producción. Estos residuos pueden ser sólidos, líquidos o gaseosos. Los residuos que se encuentran en estado gaseoso se presentan como emisiones. Además, se presenta un ítem correspondiente a los residuos orgánicos que aunque en este caso no lo generan, pero es importante identificarlos para poder planificar su disposición final.

Tabla 57-3: Costo del tratamiento de residuos

Categoría de Residuo	Unidad de Costo (\$)	Cantidad Anual	Unidades	Costo Anual (\$)	%
Residuos Sólidos				526 557	83.63
Yeso	50.000	10 531	tm	526 557	83.63
Líquido Acuoso				103 091	16.37
Flujo desechos	1.000	2 395	tm	2 395	0.38
Biomasa	1.000	5 372	tm	5 372	0.85
Desechos Ac-1	1.000	60 287	tm	60 287	9.57
Desecho Ac-2	1.000	30 656	tm	30 656	4.87
Torta Filtración	1.000	247	tm	247	0.04
P-11:CIP-1(Agua	1.000	1 359	tm	1 359	0.22
P-11:CIP-1(Lavado	1.000	1 417	tm	1 417	0.23
P-11:CIP-1(Agua	1.000	1 359	tm	1 359	0.22
Líquido Orgánico				0	0.00
Emisiones				0	0.00
TOTAL				629 648	100.00

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

En el proceso de producción se obtiene yeso como producto de la precipitación para purificar la corriente de ácido cítrico que viene del fermentador. Mientras que los residuos líquidos son más variados y son sustancias o compuestos que se encuentran diluidas en agua, como la biomasa, torta de filtración, aguas de lavado, aguas de lavado cáustico entre los principales. Dentro de las emisiones en la tabla se observa que no existe presencia alguna, esto es debido a que en el proceso de fermentación se produce dióxido de carbono, más esta emisión gaseosa no representa peligro ambiental y no es controlado.

3.3.4.10. Costo de suministros

Los costos referentes a suministros, corresponden a los costos referentes a la electricidad vapor y agua, como se muestra en la **Tabla 58-3**.

Tabla 58-3: Costos de suministros

Utilidad	Unidad de Costo (\$)	Cantidad Anual	Ref. Unidades	Costo Anual (\$)	%
Potencia Estándar	0.050	11 841 342	kW-h	592 067	58.30
Vapor	0.280	88 705	tm	24 837	2.45
Agua de Enfriamiento	0.025	12 513 654	tm	312 841	30.81
Agua de	0.175	490 045	tm	85 758	8.44
TOTAL				1 015 504	100.00

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

El agua se encuentra dividida en secciones, el agua de enfriamiento y el agua de congelamiento, esto debido a que cada una de ellas necesita un proceso de acondicionamiento para cumplir con su objetivo específico.

3.3.4.11. Costos de operación anual

En la **Tabla 59-3**, se presenta los costos de operación anual de todo el proceso de producción de ácido cítrico.

Tabla 59-3: Costos de operación anual

Costo del producto	\$	%
Materia prima	4 176 000	35.98
Mano de Obra-Dependiente	807 000	6.95
Instalaciones-Dependiente	4 891 000	42.14

Continúa→

Laboratorio/QC/QA	81 000	0.70
Consumibles	6 000	0.05
Tratamiento de	630 000	5.43
Utilidades	1 016 000	8.75
Transporte	0	0.00
Varios	0	0.00
Publicidad/Venta	0	0.00
Regalías Corrientes	0	0.00
Eliminación de Productos Fallidos	0	0.00
TOTAL	11 605 000	100.00

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

Como se puede observar en la tabla, se presentan los costos referentes a la producción y se describen para conocimiento los costos referentes a la venta y distribución del producto.

3.3.4.12. Análisis de rentabilidad

A continuación en la **Tabla 60-3**, se presenta una tabla con un breve análisis de rentabilidad proyectado de acuerdo a las condiciones del proceso de producción de ácido cítrico.

Tabla 60-3: Análisis de rentabilidad

A.	Capital Fijo Directo	29 397 000	\$
B.	Capital de Trabajo	593 000	\$
C.	Costos Iniciales	1 470 000	\$
D.	Adelanto de I+D	0	\$
E.	Regalías por adelantado	0	\$
F.	Inversión Total (A+B+C+D+E)	31 460,000	\$
G.	Inversión Cargada al Proyecto	31 460 000	\$
H.	Tasa de Ingreso/Ahorros		
	Producto Final (Ingreso	6 914 691	kg /año
I.	Precio de Ingreso/Ahorros		
	Producto Final (Ingreso	2.00	\$/kg
J.	Ingresos/Ahorros		
	Producto Final (Ingreso	13 829 383	\$/año
1	Total Ingresos	13 829 383	\$/año
2	Ahorros Totales	0	\$/año
K.	Costo Anual de Operación		
1	Actual AOC	11 605 000	\$/año
2	Net AOC (K1-J2)	11 605 000	\$/año
L.	Costo unitario de Producción		
	Costo unitario de Producción	1.68	\$/kg MP
	Costo neto de Producción	1.68	\$/kg MP
	Ingresos de Producción Unitaria	2.00	\$/kg MP
M.	Ganancia Total (J-K)	2 225 000	\$/año

Continúa→

N.	Impuestos (40%)	556 000	\$/año
O.	Net Profit (M-N + Depreciation)	3 550 000	\$/año
	Margen Bruto	16.09	%
	Retorno sobre la inversión	11.28	%
	Tiempo de retribución	8.86	Años

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

De todo el análisis de rentabilidad podemos observar en la tabla que, el margen bruto es del 16.09 % y un 11.28% de retorno de la inversión, presentándose una rentabilidad aceptable, y el tiempo de retribución de la inversión es de 8.86 años.

3.4. Validación de la simulación

Para la validación del proceso de producción de ácido cítrico se modelan cuatro procesos, en los que se varían las cantidades de materia prima como es melaza y agua, por tanto, se espera que la cantidad de ácido cítrico (producto final) cambie. En las tablas a continuación se muestran las variaciones para cada modelo.

a) Modelo 1

Para el modelo 1 se toman cantidades pequeñas de materia prima y se obtiene una cantidad razonable de ácido cítrico, esto para una planta de producción pequeña, como se muestra en la **Tabla 61-3**.

Tabla 61-3: Datos modelo 1

Melaza		Agua		Cristales de ácido cítrico	
kg/lote	kg/año	kg/lote	kg/año	kg/lote	kg/año
1 000	328 000	1000	328 000	391.85	128 526

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

b) Modelo 2

Para el modelo 2 se toman como referencia las necesidades propuestas por la empresa, se plantean cantidades grandes de materia prima, por tanto, se obtiene una gran producción de ácido cítrico; como se muestra en la **Tabla 62-3**.

Tabla 62-3: Datos modelo 2

Melaza		Agua		Cristales de ácido cítrico	
kg/lote	kg/año	kg/lote	kg/año	kg/lote	kg/año
53 800	17 646 400	42 000	13 776 000	21 081.38	6 914 691.48

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

c) Modelo 3

Para el modelo 3, se incrementan las cantidades de materia prima de melaza y agua; la producción de ácido cítrico aumenta, como se muestra en la **Tabla 63-3**.

Tabla 63-3: Datos modelo 3

Melaza		Agua		Cristales de ácido cítrico	
kg/lote	kg/año	kg/lote	kg/año	kg/lote	g/año
67 000	21 976 000	100 000	32 800 000	26 253.76	8 611 233

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

d) Modelo 4

Para el modelo 4, se duplica la cantidad de materia prima referente a los modelos 2 y 3, y se mantiene la cantidad de agua a la entrada, la producción se triplica, como se muestra en la **Tabla 64-3**.

Tabla 64-3: Datos modelo 4

Melaza		Agua		Cristales de ácido cítrico	
kg/lote	kg/año	kg/lote	kg/año	kg/lote	kg/año
139 841	45 867 848	100 000	32 800 000	54 796.30	17 973 185

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

3.4.1. Evaluación de cuatro modelos de análisis de datos para la simulación del proceso

En la **Tabla 65-3**, se muestran los principales valores que se obtienen en la simulación de los cuatro modelos representados en las **Tablas 61-3, 62-3, 63-3 y 64-3**; éstos modelos se evalúan tanto técnica

como económicamente. Se muestran cantidades de materia prima, producción total de ácido cítrico, total de residuos y el resumen de costos para el análisis económico.

Tabla 65-3: Datos técnicos y económicos de los cuatro modelos simulados

	Modelo 1	Modelo 2	Modelo 3	Modelo 4
Cantidad de melaza (kg/año)	328 000	17 646 400	21 976 000	45 867 848
Agua (kg/año)	328 000	13 776 000	32 800 000	32 800 000
Cantidad total de materias primas (kg/año)	41 374 095	273 654 427	332 131 959	650 162 622
Tasa de producción Ac. Cítrico (kg/año)	128 526	6 914 691.48	8 611 233	17 973 185
Tasa de producción de Ac. Cítrico (ton/año)	0.128	6 914	8 611	17 973
Total de residuos (kg/año)	14 002 106	141 959 226	174 359 409	348 458 016
Costo tratamiento de residuos (\$)	23 047	629 648	781 710	1 616 142
Costos FOB de equipos (\$)	3 505 000	7 018 000	9 693 000	11 436 000
Inversión total de capital (\$)	15 592 000	31 460 000	43 171 000	51 872 000
Margen bruto (%)	- 1 417.11	16.09	14.36	35.40
Retorno sobre la inversión (%)	- 17.32	11.28	10.29	24.34
Tiempo de retribución (años)	N/A	8.86	9.72	4.11
TIR (%)	N/A	8.05	6.80	21.80
VAN (8%)	- 34 547 000	165 000	- 3 275 000	57 009 000

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

En base a la **Tabla 65-3**, se define que el modelo de simulación más óptimo para la producción de ácido cítrico por vía de fermentación con el uso de *Aspergillus niger*, este modelo es el número dos desde el punto de vista técnico y económico, que es el proceso más factible al comparar con los otros tres modelos, porque se tiene una producción acorde a las necesidades del mercado, la inversión es menor y la ganancia es en un tiempo aproximado de 8 años.

3.4.2. Análisis estadístico del proceso de producción viable

Se define el modelo dos como el proceso de producción más viable, en base a éste se realiza un análisis estadístico descriptivo a partir de 25 sub-modelos de simulación en los que se varían las

cantidades de fuente de carbono y agua a la entrada del proceso, que a la vez varía la cantidad final de ácido cítrico, como se muestra en la **Tabla 66-3**.

Tabla 66-3: Sub-modelos de simulación en base al modelo 2

	Fuente de carbono (ton/lote)	Agua (ton/lote)	Ac. Cítrico (ton/lote)
E-1	69.5	60.0	27.23
E-2	69.0	58.0	27.03
E-3	68.0	57.0	26.64
E-4	67.0	56.0	26.25
E-5	66.0	55.0	25.86
E-6	65.0	54.0	25.47
E-7	64.0	53.0	25.07
E-8	63.0	52.0	24.68
E-9	62.0	51.0	24.29
E-10	61.0	50.0	23.9
E-11	60.0	49.0	23.51
E-12	59.0	48.0	23.51
E-13	58.0	47.0	22.72
E-14	57.0	46.0	22.33
E-15	56.0	45.0	21.94
E-16	53.8	42.0	21.08
E-17	48.8	37.0	19.12
E-18	43.8	32.0	17.16
E-19	38.8	27.0	15.2
E-20	33.8	22.0	13.24
E-21	28.8	17.0	11.28
E-22	23.8	12.0	9.3
E-23	18.8	7.0	7.3
E-24	13.8	2.0	5.4
E-25	8.8	1.0	3.44

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

a) Estadística descriptiva de la cantidad de producción

La estadística descriptiva reduce el conjunto de datos a un pequeño número de valores descriptivos, como pueden ser: el promedio, la mediana, la media geométrica, la varianza, la desviación típica, etc. Estas medidas descriptivas pueden ayudar a brindar las principales propiedades de los datos

observados en los 25 sub-modelos de simulación, tomados del modelo 2 así como las características clave del proceso de producción de ácido cítrico.

La **Tabla 67-3**, muestra el resultado de la media, desviación estándar, varianza, mediana, valor mínimo y máximo de los sub-modelos simulados del proceso de ácido cítrico, en base al modelo 2 de la **Tabla 66-3**.

Tabla 67-3: Estadística descriptiva de los sub-modelos de simulación

Variable	N	Media	Error estándar de la media	Desviación Estándar	Varianza	Mínimo	Mediana	Máximo
Fuente de carbono	25	50.30	3.73	18.66	348.02	8.80	58.00	69.50
Agua	25	39.20	3.74	18.71	350.00	1.00	47.00	60.00
Ac. Cítrico	25	19.72	1.46	7.32	53.65	3.44	22.72	27.23

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

El tamaño muestral es de 25 para las tres variables (flujos principales de entrada del proceso y ácido cítrico) que se analizan. Los sub-modelos para producto final se desarrollaron entre 3.44 ton/lote (mínimo) y 27.23 ton/lote (máximo). Los valores de la media para fuente de carbono (50.30 ton/lote), agua (39.20 ton/lote) y ácido cítrico (19.72 ton/lote) se encuentran entre los sub-modelos E-16 y E-17. El modelo E-16 corresponde al modelo 2, que es el proceso de producción viable técnica como económicamente, debido a que el sub-modelo E-17 refleja un Valor Actual Neto (VAN) negativo, lo que indica que el proyecto no sería factible.

b) Distribución t-student

En estadística la distribución-t o la distribución-t de student, es una distribución de probabilidad que se genera del problema de estimar la media de una población normalmente distribuida cuando el tamaño de la muestra es pequeño. Es similar a la curva normal, pero la distribución-t tiene más área en los extremos que en el centro (García L. , 2013). Al usar la distribución-t se establecen intervalos de confianza, en base a un nivel de confianza y los grados de libertad, se obtienen variables de la tabla y se aplica la fórmula que se muestra a continuación:

$$t = \frac{\mu_s - \mu_h}{\delta/\sqrt{n}}$$

Ecuación 26. Cálculo de t-student

Donde:

t = distribución t – student

μ_s = Media simulada

μ_h = Media hipotética (mejor modelo)

δ = desviación estándar

n = tamaño de la muestra

Para calcular la distribución t-student para los sub-modelos, se enfocan los datos de producción final de ácido cítrico de la simulación más viable se siguen los siguientes pasos:

a) Definir la media hipotética, para este caso se toma como referencia el mejor modelo (2), con una $\mu_h = 21.08 \text{ ton/lote}$.

b) Plantear la hipótesis nula (h_0) y la hipótesis alternativa (h_1)

$$h_0 : \mu_s = \mu_1$$

Ecuación 27. Hipótesis nula

Es decir, la media simulada es igual a la media hipotética

$$h_1 : \mu_s \neq \mu_1$$

Ecuación 28. Hipótesis alternativa

c) Definir los grados de libertad.

$$g_l = n - 1$$

Ecuación 29. Cálculo de grados de libertad

$$g_l = 25 - 1$$

$$g_l = 24$$

d) Definir el nivel de confianza (N_c), para este caso se asume el 95% y es necesario calcular el nivel de significancia (α) de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$\alpha = \frac{1 - N_c}{2}$$

Ecuación 30. Cálculo de la t-student

La ecuación se divide para dos porque es necesario trabajar con la distribución t-student a dos colas, debido a que al trabajar con una cola, la media simulada (μ_s) se ubica a la izquierda de la media hipotética (μ_h).

e) Con el valor de grados de libertad ($g_f=24$) y el nivel de significancia ($\alpha=0.025$), se determina en la Tabla t-student el valor crítico bajo la curva que es ± 2.39 . Este valor representa el límite de la zona de rechazo, para ambas colas.

f) Se calcula el valor de t, de acuerdo a la Ecuación 26.

$$t = \frac{19.72 - 21.08}{7.32\sqrt{25}}$$

$$t = -0.92$$

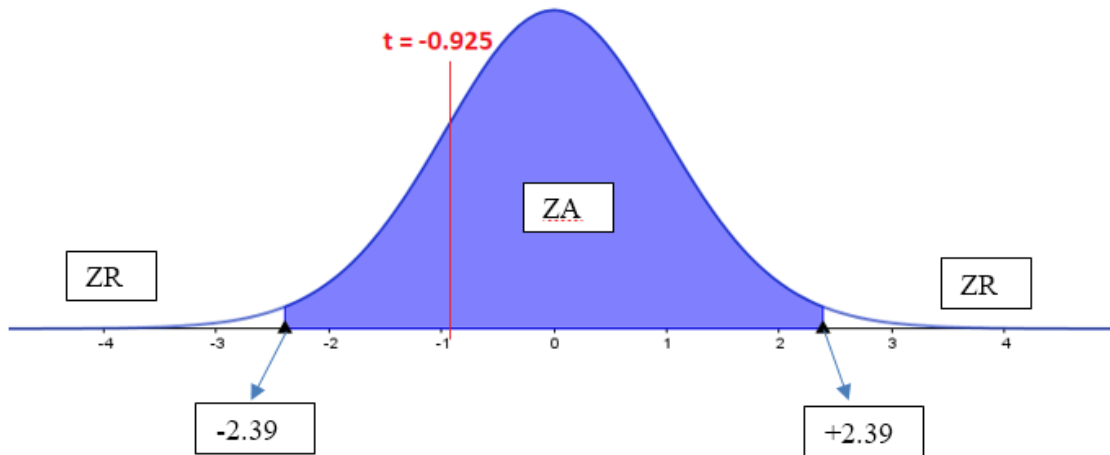


Figura 46-3: Diagrama T-student para el análisis estadístico

Realizado por: Guadalupe, María, 2019

En la **Figura 46-3**, indica que el valor que se calcula con la distribución t-student (-0.92) se encuentra en la zona de aceptación, es decir, aceptamos la hipótesis nula (h_0) en la que se define que la media de simulación realizada en el rango (3.44 a 27.23) es igual a la media hipotética, que para este caso, se tomó al dato de producción de ácido cítrico correspondiente al mejor modelo de simulación que es de (21.08 ton/año). Además, el análisis estadístico es muy útil para definir la relación que existe entre la media de producción y el mejor modelo tanto económico como técnicamente definido.

g) Definir el intervalo de confianza de acuerdo a:

$$I_c = \mu_h \pm t \frac{\delta}{\sqrt{n}}$$

Ecuación 31. Calculo del Intervalo de confianza

$$I_c = 21.08 \pm 2.39 \frac{7.32}{\sqrt{25}}$$

$$I_c = 21.08 \pm 3.49$$

Por tanto:

$$18.59 \leq 21.08 \leq 23.57$$

Se puede observar que el modelo escogido, se encuentra entre el nivel de confiabilidad del 95%, como se planteó al inicio del estudio estadístico.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

a) Con respecto a las hipótesis que se planteó al inicio del proyecto:

Se realizaron cuatro modelos de simulación para la producción de ácido cítrico por vía de fermentación con el uso de *Aspergillus niger*, en los cuales se varían cantidades de materia prima, tamaño de equipos, lo que permite obtener diferentes costos de producción y la inversión total de la planta.

El diseño del proceso de producción consta de dos secciones, la sección de fermentación en donde se utiliza como materia prima la melaza como fuente de carbono (53 800 kg/lote) para esta etapa. A continuación en un tanque de mezcla se diluye la melaza (42 000 kg/lote), con el fin de remover los sólidos suspendidos (Filtro) y eliminar los iones metálicos (columna de intercambio iónico), es necesario pasteurizar con el fin de matar los microorganismos no deseados y evitar la formación de otros compuestos. Al fermentador ingresa también una mezcla de sulfato de amonio y nutrientes (nitrógeno, fósforo y azufre), con el fin de mejorar el producto para la siguiente sección. Con esta mezcla que se prepara y los aditivos se realiza la fermentación en condiciones aeróbicas mediante inóculo de *Aspergillus niger*, bajo un pH de 5.8 y una temperatura de 35°C durante cinco días, hasta obtener el producto final, almacenarlo y dirigirlo hacia la siguiente sección: la de aislamiento.

En la sección de aislamiento se elimina la biomasa, subproductos y aditivos residuales (Filtro al vacío rotatorio) , obteniendo un producto líquido libre de sólidos (ácido cítrico), que por cristalización y secado se obtiene el ácido cítrico en forma cristalina (21 081.38 kg/lote).

Según Rivada (2008), en su estudio planta industrial de producción de ácido cítrico a partir de melazas de remolacha la mejor cepa que permite el crecimiento de *Aspergillus niger* es la ATTC 11414, en un pH ácido de 5.8 y una temperatura de 30°C, en la investigación los fermentadores operan a 35°C durante cinco días con el fin de producir la cantidad ideal de ácido cítrico.

Para el proceso se usa la siguiente materia prima: melaza como fuente de carbono, agua, sulfato de amonio, hidróxido de calcio, yeso, NFS (Nitrógeno, fósforo, azufre), ácido sulfúrico e hidróxido de sodio. Mientras que como residuos se obtienen: biomasa, citrato de calcio, yeso, dióxido de carbono, nitrógeno, oxígeno e impurezas. Y como producto final: cristales de ácido cítrico.

El simulador SuperPro Designer según Cara, Gómez & Martínez en su estudio “Aplicación de SuperPro Designer en el análisis de sensibilidad en instalaciones para la producción de biocombustibles y bioproductos”, menciona que ésta plataforma presenta una herramienta de análisis de costes y emisiones lo que la hace muy versátil para su utilización en diferentes asignaturas relacionadas con los procesos fermentativos, ambientales, energías renovables y de producción química; este estudio evidencia la gran utilidad que proporciona el simulador al permitir diseñar el proceso de producción de ácido cítrico por fermentación con el uso del hongo *Aspergillus niger*.

La simulación permitió desarrollar cuatro modelos, de los cuales el modelo dos resultó ser el más óptimo para la producción de ácido cítrico, a este modelo se le aplicaron sub-modelaciones como se muestra en la **Tabla 66-3**, con estos datos se realizó el análisis estadístico junto a una t-student, con una confiabilidad del 95%, que permitió afirmar la relación existente entre la media simulada (19.72 ton/año) y la media hipotética (21.08 ton/año) , definiendo una vez más al modelo dos como el más factible, debido a que técnica como económicamente es el mejor en comparación a los otros.

Luego de analizar la inversión total de la planta para el modelo dos que es de \$ 31 460 000, el Van (Valor neto actual) que es de \$ 165 000, el TIR (Tasa interna de retorno) de 8.05% en un tiempo de retribución del capital de 8 años. Según Mete (2014), en su estudio “Valor actual neto y tasa de retorno: su utilidad como herramientas para el análisis y evaluación de proyectos de inversión”, manifiesta que el VAN y el TIR son imprescindibles para garantizar un correcto análisis financiero con el fin de asegurar la estabilidad y proyección futura de las organizaciones, en este caso los valores del VAN y TIR al ser positivos, indican que la inversión en el proyecto es rentable, debido a que se recupera el capital y existe ganancia en un tiempo estimado.

b) El impacto ambiental que produce el proceso no representa un daño considerable para el medio ambiente, se tiene 141 959 226 kg/año de residuos líquidos, orgánicos, acuosos y emisiones; los residuos provenientes de aguas de lavado son los que se encuentran en mayor cantidad (103 190 859 kg/año), por esta razón se debe tratar los residuos previo a su descarga o buscar una

alternativa para volver a usarlos y de esta manera disminuir la contaminación leve que provocan, el costo total para el tratamiento de residuos es de \$ 629 648, que se incluyen en la inversión total.

- c) Con respecto al análisis de los modelos de la **Tabla 65-3**, se analizan cuatro modelos de simulación, en los que varían las cantidades de materia prima, diseño de equipos, por tanto la cantidad final de producción de ácido cítrico también cambia, a continuación se presentan los siguientes análisis:

Análisis modelo 1: La cantidad que se produce de ácido cítrico al año es de 0.128 ton/año, esta cantidad es la más pequeña en comparación a los otros modelos. La inversión total es de \$ 15 592 000, el VAN es de -34 547 000 y el TIR no se refleja, este proceso corresponde a una planta pequeña que para nuestro país tomando en cuenta el tamaño sería viable construir, pero acorde a los índices de rentabilidad no es factible, el VAN negativo indica que el proyecto no es rentable, debido a que no se va a recuperar la inversión.

Análisis modelo 2: La cantidad que se produce de ácido cítrico al año es de 6 914 691.48 kg, la inversión total es de \$ 31 460 000, el VAN es de \$ 165 000 y el TIR es de 8.05%, se define a este como el modelo más idóneo, en comparación a los otros modelos. Los índices de rentabilidad indican que la inversión se recuperará y generará ganancia en aproximadamente 8 años, es decir no se corre riesgo al implementar la planta, y el proyecto es factible.

Análisis modelo 3: La cantidad que se produce de ácido cítrico al año es de 8 611 233 kg, la inversión total es de \$ 43 171 000, el VAN es de -3 275 000 y el TIR es de 6.80%, al tener el VAN negativo la inversión no sería rentable, para tener ganancia se debe producir mayor cantidad de ácido pero esto hace que el proceso en el simulador ya no sea posible porque las condiciones de diseño deben cambiarse, lo cual requiere mayor inversión, por lo tanto este modelo no es factible.

Análisis modelo 4: La cantidad que se produce de ácido cítrico al año es de 17 973 185 kg, la inversión total es de \$ 51 872 000, el VAN es de 57 009 000 y el TIR es de 21.80%, a simple vista este sería el mejor modelo porque el tiempo de retribución es el menor (4 años) y la ganancia es la más elevada, sin embargo en la realidad dicha inversión es un valor demasiado alto y el tamaño de la planta es muy grande, por tal motivo se escoge el modelo dos al ser el más realista y viable de acuerdo a las necesidades propuestas.

CONCLUSIONES

- ✓ El diseño del proceso de producción de ácido cítrico por vía de fermentación con el uso de *Aspergillus niger* consta de dos secciones: fermentación y aislamiento. La sección de fermentación cuenta con trece operaciones entre filtración, mezcla, intercambio iónico y fermentación en sí; La sección de aislamiento tiene diez operaciones.
- ✓ La simulación del proceso de producción de los cuatro modelos y el análisis económico de los mismos, reflejan que los modelos 1 y 3 no son viables por un VAN negativo, el cuarto modelo requiere una inversión muy alta, en cambio el modelo 2 es el más factible y viable porque se asemeja a un proyecto real a nivel técnico y económico que se podría llevar a cabo.
- ✓ Para que el proceso de producción de ácido cítrico se realice de manera adecuada se deben tener en cuenta las condiciones y variables de operación para la sección de fermentación, las variables a tener en cuenta son: temperatura constante para la mayoría de operaciones de 25°C y a 1 atmósfera de presión. La fermentación del hongo (*Aspergillus Niger*), se da a un pH de 5.8; a una temperatura óptima de 35°C, durante cinco días; se recomienda usar 7 fermentadores para evitar cuellos de botella y lograr que el proceso sea continuo. Para la sección de aislamiento, la temperatura opera entre un rango más elevado respecto al anterior (25-110°C), y la presión es de 1 atmósfera.
- ✓ La inversión total de capital para el modelo óptimo es de \$ 31 460 000; los índices de rentabilidad que se determinan son: la tasa interna de retorno (TIR) que refleja un valor de 8.05%, el Valor Actual Neto es de \$165 000; en un tiempo de retribución de 8 años, estos valores indican que el proyecto es rentable y es factible invertir.

RECOMENDACIONES

- ✓ Diseñar el proceso de producción de ácido cítrico a partir de otros tipos de sustrato como: miel de caña o bagazo de yuca, que investigaciones realizadas determinan que son sustratos óptimos para la producción de ácido cítrico.
- ✓ El proceso genera residuos, entre los principales se tiene la biomasa y el yeso. En la investigación se propone tratar los residuos, pero la biomasa y el yeso se puede comercializar; la biomasa en el mercado se vende como suplemento alimenticio para el ganado y el yeso en la industria de la construcción. De esta forma se generaría otro ingreso para la planta.
- ✓ Realizar la simulación del proceso de producción de ácido cítrico con otro software, como puede ser CHEMCAD O Aspenplus, que tienen similitudes con SuperPro Designer para desarrollar procesos químicos industriales.

BIBLIOGRAFÍA

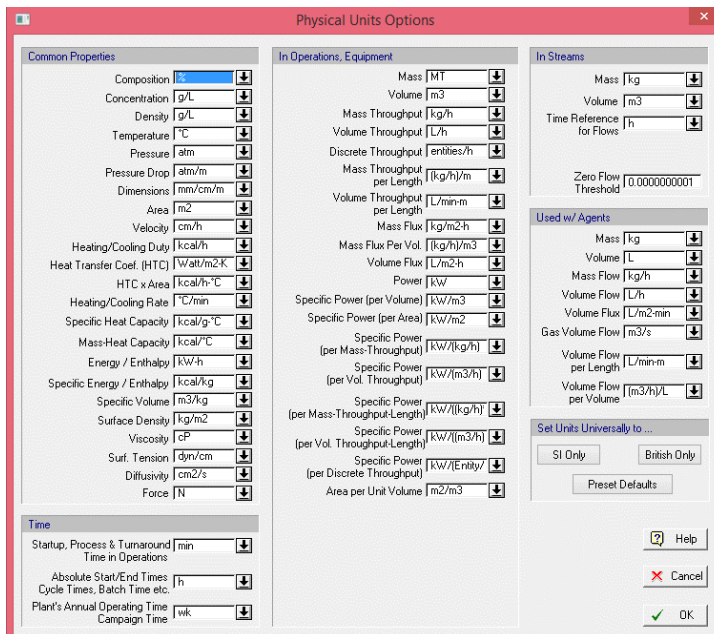
- Altamirano, A.** (2015). *Simulación de un proceso en SuperPro Designer*. Obtenido de <https://es.scribd.com/doc/94982034/Simulacion-de-Un-Proceso-en-Superpro-Designer>
- Baker, S.** (2006). *Aspergillus niger* genomics: Past, present and into the future. *Medical Mycology*, 17-21.
- Blanch, H. W., & Clark, D. S.** (1997). *Biochemical Engineering*. New York: Dekker.
- Cara, J., Gómez, X., Martínez, E., Rosas, J., & Fernández, C.** (s/f.). *Aplicación de SuperPro Designer en el análisis de sensibilidad en instalaciones para la producción de biocombustibles y bioproductos*. Universidad de León, Departamento de Química y Física Aplicadas, León. Obtenido de <http://www.coddig.es/cidig2016/wp-content/uploads/2015/02/P2.pdf>
- Castillo, Y.** (10 de 10 de 2012). *Cristalización*. Obtenido de Crystallization: http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/yoanacastillo/materias/ope_4/cristalizacion.pdf
- Coll, X.** (2018). *La definición de ingeniería conceptual e ingeniería básica*.
- College of Science & Technology.** (2017). *College of Science & Technology*. Obtenido de <http://www.cst.ur.ac.rw/library/Food%20Science%20books/batch1/Food%20Processing%20Technology%20Principles%20and%20Practice,%20Second%20Edition/ch11.pdf>
- Costa, J., Cercera, S., F., C., Esplugas, S., Mans, C., & Mata, J.** (1991). *Curso de Ingeniería Química*. Barcelona: Editorial Reverté.
- Coulson, J., & Richardson, J.** (1982). *Ingeniería Química*. Barcelona: Editorial Reverté.
- Crueger, W., & Crueger, A.** (1989). *Biotechnology—A Textbook of Industrial Micro-biology, 2nd ed.* Sunderland, Massachusetts: Sinauer Associates, Inc.
- Direct Industry.** (2019). *Direct Industry*. Obtenido de <http://www.directindustry.es/prod/okawara-mfg-co-ltd-157584.html>
- DOE/NETL-2002/1169.** (2017). Obtenido de Process Equipment Cost Estimation: <http://www.osti.gov/bridge/purl.cover.jsp?purl=/797810-Hmz80B/native/>
- Drake, J.** (2008). *Proceso de desarrollo de aplicaciones de software*. Santander.
- García, L.** (2013). *Distribución T-student*. Perú: Universidad Nacional Federico Villareal.
- García, M., Quintero, R., & López, A.** (2004). *Biología Alimentaria*. México D.F.: Limusa.
- GEA Group.** (2019). *GEA*. Obtenido de <https://www.gea.com/es/index.jsp>
- Green Planet Technologies.** (2019). *Green Planet Technologies*. Obtenido de Green Planet Technologies

- Grijalbo Fernández, L.** (2016). *Elaboración de inventarios de focos contaminantes UF1941*. La Rioja: Editorial Tutor Formación.
- Hansen, R., & Mowen, M.** (2007). *Administración de costos*. México D.F.: Cengage Learning Editores.
- Hernández, A.** (2003). *Microbiología Industrial*. San José: Universidad Estatal a Distancia.
- Himmeblau, D.** (2002). *Principios Básicos y Cálculos de Ingeniería Química*. México: Pearson Educación.
- HR Engineering Co.** (2019). *HR Engineering Co., India*. Obtenido de <https://www.indiamart.com/hr-engineering-corporation/>
- Jagani.** (2010). An Overview of Fermenter and the Design Considerations to Enhance Its Productivity. *Pharmacologyonline*, 261-301.
- Jiménez, A.** (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. Barcelona: Editorial Reverté.
- Kinnek.** (2019). Obtenido de <https://www.kinnek.com/product/bru-gear-fermenters-brite-tanks/>
- Kumar, A., & Jain, V.** (2008). Solid state fermentation studies of citric acid production . *African Journal of Biotechnology*, 644- 650.
- Lianhe Chemical Technology Co.** (2019). *Lianhe Chemical Technology Co*. Obtenido de <https://www.bloomberg.com/research/stocks/private/snapshot.asp?privcapId=30518319>
- Martínez, V.** (2003). *Simulación de procesos en Ingeniería Química*. México: Plaza y Valdes.
- McCabe, W., & Smith, J.** (2003). *Operaciones básicas de Ingeniería Química*. Sevilla: Editorial Reverté.
- Mete, M.** (2014). Valor Actual Neto y Tasa de Retorno: SU utilidad como herramientas para el análisis y evaluación de proyectos de inversión. *FIDES ET RATIO*, 67-85.
- Mujundar, A.** (2016). *Handbook of Industrial Drying*. Boca Raton, FL: Taylor & Francis Group.
- Mullin, J.** (1972). *Crystallitation*. London: Butterworth & Co.
- Muñoz, A., Sáenz, A., López, L., Cantú, L., & Barajas, L.** (2014). Acido cítrico: Compuesto interesante. *Revista Científica de la Universidad Autónoma de Coahuila*.
- Nonhebel, G., & Moss, A.** (1979). *El secado de sólidos en la industria química*. Barcelona: Reverté.
- NPTEL.** (2017). *NPTEL*. Obtenido de http://nptel.ac.in/courses/103104043/Lecture_pdf/Lecture35.pdf

- Obón, J., Alacid, M., Moreno, J., & Fernández, J.** (2016). *Uso del simulador de procesos SuperPro Designer en la docencia del grado en Ingeniería Química*. Colombia: Universidad Politécnica de Cartagena.
- Okewale, A., Igbokwe, P., & Babayemi, K.** (2015). Design of Pilot Plant Packed Column for the Dehydration of Water from Ethanol-Water Mixtures. *Advances in Chemical Engineering and Science*, 152-157.
- Palacio, L., Tapias, H., & Saldarriaga, C.** (2005). *Métodos y algoritmos de diseño en ingeniería química*. Antioquia: Universidad de Antioquia.
- Papagianni, M.** (2007). Advances in citric acid fermentation by *Aspergillus niger*: Biochemical aspects, membrane transport and modeling. *Biotechnology Advances*, 244-263.
- Pérez, O., Ley, N., Regla, K., & González, E.** (2016). Oportunidades de producción de ácido cítrico por vía fermentativa a partir de sustratos azucarados en Cuba. *Centro Azúcar*, 85-99.
- Pérez, S., Miño, Z., & Llobregat, M.** (2004). Desarrollo de un Programa de Simulación de Procesos para el Tratamiento de Emisiones Atmosféricas. *Información Tecnológica*.
- Rivada, F.** (2008). *Planta industrial de producción de ácido cítrico a partir de melazas de remolacha*. Universidad de Cádiz, Facultad de Ciencias.
- Roberts, L.** (1979). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design* (Vol. 8). New York: Dekker.
- Sáez, A., Flórez, L., & Cadávid, A.** (2002). Caracterización de una cepa nativa de *Aspergillus Niger* y Evaluación de la producción de ácido cítrico. *Revista Universidad EAFIT*.
- Sánchez, O., Ortiz, M., & Betancourt, A.** (2004). Obtención de ácido cítrico a partir de suero de leche por fermentación con *Aspergillus* spp. *Revista Colombiana de Biotecnología*, 43-54.
- SBS Ayrshire Ltd.** (2019). Obtenido de <http://www.sbsayrshire.com/>
- Schuster, E., Dunn, N., & Frisvad, J.** (2002). On the safety of *Aspergillus Niger*- a review. *Appl Microbiol Biotechnol*, 428-435.
- Strauss, W., & Mainwaring, S. J.** (2011). *Contaminación del aire / Air Pollution: Causas, efectos y soluciones*. México: Editorial Trillas .
- Vázquez, R., Miranda, M., & Muñoz, G.** (2014). *Balance de materia y energía de Procesos Industriales*. México: Grupo Editorial Patria.
- Weissermel, K., & Hans-Jurgen, A.** (1981). *Química Orgánica Industrial*. Barcelona: Editorial Reverté.

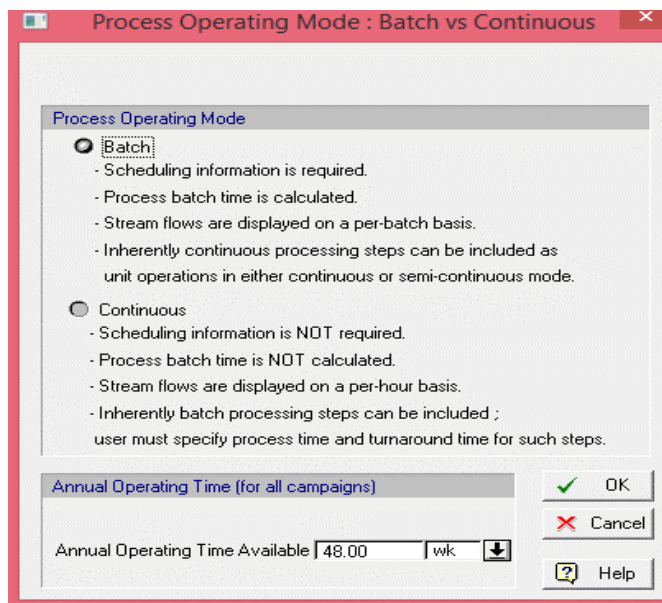
ANEXOS

Anexo A. Definición de unidades físicas



Fuente: SuperPro Designer®

Anexo B. Tipo de proceso a simularse



Fuente: SuperPro Designer®

Anexo C. Sustancias y compuestos en la simulación del proceso

	Local Name	Name	Source
1	Amm. Sulfate	Ammonium Sulfate	Local
2	Biomass	Biomass	Local
3	CA crystal	CA crystal	Local
4	Ca Hydroxide	Calcium Hydroxide	Local
5	Calcium Citrate	Calcium Citrate	Local
6	Carb. Dioxide	Carbon Dioxide	Local
7	Citric Acid	Citric Acid	Local
8	Glucose	Glucose	Local
9	Gypsum	Calcium Sulphate	Local
10	Impurities	Impurities	Local
11	NFS	NFS	Local
12	Nitrogen	Nitrogen	Local

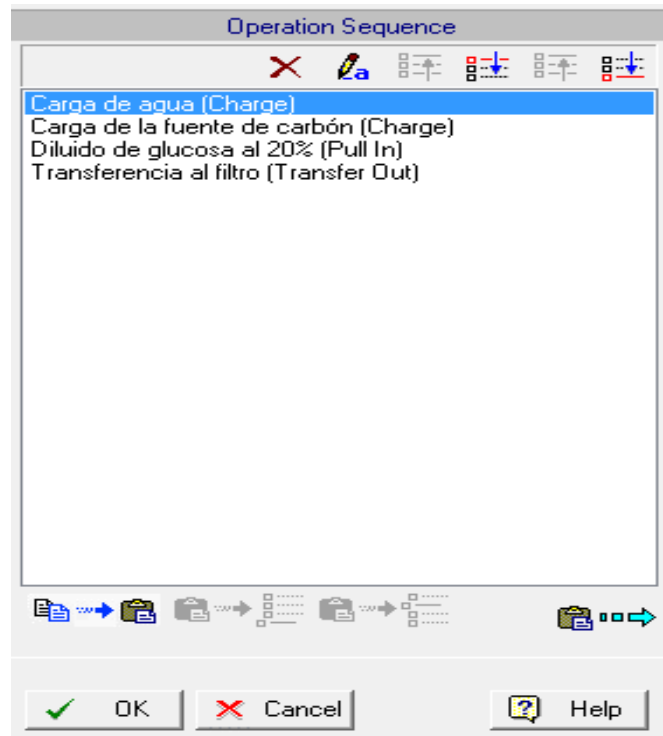
Fuente: SuperPro Designer®

Anexo D. Registro de mezclas

	Local Name	Name	Source
1	Air	Air	Local
2	H2SO4 (10% w/w)	H2SO4 (10% w/w)	Local
3	Lime (33%)	Lime (33%)	Local
4	Molasses	Molasses	Local
5	NaOH (1 M)	NaOH (1 M)	Local

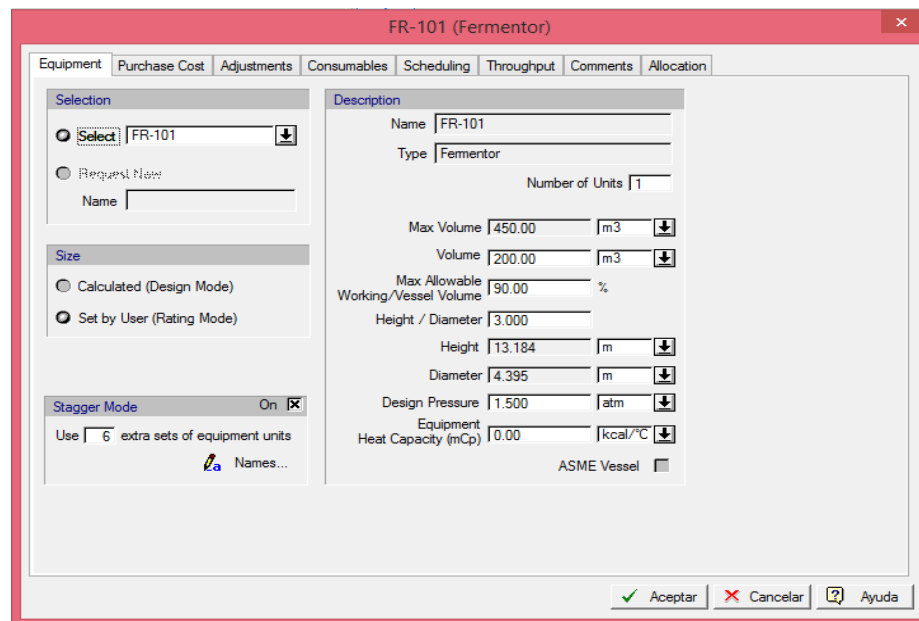
Fuente: SuperPro Designer®

Anexo E. Carga para el tanque de almacenamiento



Fuente: SuperPro Designer®

Anexo F. Parámetros de diseño de los equipos



Fuente: SuperPro Designer®

Anexo G. Definición de costos de los equipos

FR-101 (Fermentor)

Equipment Purchase Cost Adjustments Consumables Scheduling Throughput Comments Allocation

Purchase Cost 351000 \$ (adjusted for year of analysis: 2019)

Cost Estimation Options

Set by User 100000 \$

Fixed Independent of year of analysis

For Reference Year 1998

Built-in Cost Model

User-Defined Cost Model Parameters...

Aceptar Cancelar Ayuda

Fuente: SuperPro Designer®

Anexo H. Definición de características mecánicas de los equipos

FR-101 (Fermentor)

Equipment Purchase Cost Adjustments Consumables Scheduling Throughput Comments Allocation

Number of Standby Units 1

Capital Cost

Material SS316 Material Factor 1.00

PC = Equipment Purchase Cost Installation Cost 0.20 x PC

Operating Cost

Annual Maintenance Cost

Maintenance Cost 0.10 x PC

Usage / Availability Rates

Usage Rate 100.00 \$/equipment-h

Availability Rate 100.00 \$/h

Depreciation

PC Portion Already Depreciated 0.00 %

Aceptar Cancelar Ayuda

Fuente: SuperPro Designer®

Anexo I. Definición de aditivos de los equipos

Fuente: SuperPro Designer®

Anexo J. Programación del funcionamiento del equipo

Procedure Name	Start Time (h)	End Time (h)	Percent of Total (%)
P-11	17.50	175.82	100.00

Fuente: SuperPro Designer®

Anexo K. Definición de rendimiento del equipo

The screenshot shows the 'FR-101 (Fermentor)' window with the 'Throughput' tab selected. It contains three checked options for throughput bottleneck analysis based on Conservative, Realistic, and Theoretic PMT. A table below shows the 'Procedure Breakdown' for procedure P-11, including Capacity Utilization, Combined Utilization, and PMT values for Conservative, Realistic, and Theoretic scenarios. The equipment uptime is set to 659.66%.

Equipment Purchase Cost Adjustments Consumables Scheduling **Throughput** Comments Allocation

Is Throughput Bottleneck (Based on Conservative PMT) Omit from Throughput Analysis

Is Throughput Bottleneck (Based on Realistic PMT)

Is Throughput Bottleneck (Based on Theoretic PMT)

Procedure Breakdown Equipment Uptime 659.66 %

Procedure Name	Capacity Utilization (%)	Combined Utilization (%)	PMT Conservative (kg MP/batch)	PMT Realistic (kg MP/batch)	PMT Theoretical (kg MP/batch)
P-11	76.64	505.53	27508.61	27508.61	29190.79

MP = Total Flow of Stream 'Producto final'

Aceptar Cancelar Ayuda

Fuente: SuperPro Designer®

Anexo L. Ingreso de comentarios

The screenshot shows the 'FR-101 (Fermentor)' window with the 'Comments' tab selected. The main area is a large empty text box for entering comments. The bottom of the window has 'Aceptar', 'Cancelar', and 'Ayuda' buttons.

FR-101 (Fermentor)

Equipment Purchase Cost Adjustments Consumables Scheduling Throughput **Comments** Allocation

Aceptar Cancelar Ayuda

Fuente: SuperPro Designer®

Anexo M. Definición de asignaciones del equipo

FR-101 (Fermentor)

Equipment Purchase Cost Adjustments Consumables Scheduling Throughput Comments Allocation

This Equipment Resource Is

Non-Allocated

Match Data to Vendor Equipment

(none)

from Vendor (none)

Allocated to Site Equipment

in Site

Aceptar Cancelar Ayuda

Fuente: SuperPro Designer®

Anexo N. Ajuste de costos de operación de cada sección del proceso

Section Sección de Fermentación (Operating Cost Adjustments)

Facility Labor Lab / QC / QA Utilities Misc

Based on Operating Parameters

Based on Equipment-Usage/Availability Rate

Facility-Dependent Cost = $SUM((Equipment\ Rate) \times (Equipment\ Hours))$

Equipment Hours Calculation

Usage Back Availability Back

Based on Facility Availability Rate Use Site Data

Facility-Dependent Cost = $(Facility\ Availability\ Rate) \times (Hours\ of\ Availability)$

Facility Availability Rate 500.00 \$/facility-h

Based on Capital Investment Parameters

Facility-Dependent Cost = $(Depreciation) + (Maintenance) + (Miscellaneous)$

Include Maintenance

Use Equipment Specific Multipliers

Estimate as 6.00 % DFC (Direct Fixed Capital)

Include Depreciation

Use Contribution From Each Equipment's Undepreciated Purchase Cost

Use Section DFC (Portion Already Depreciated 0.00 %)

Include Misc Costs Use Site Data

Insurance 1.00 % DFC

Local Taxes 2.00 % DFC

Factory Expense 5.00 % DFC

Aceptar Cancelar Ayuda

Fuente: SuperPro Designer®

Anexo O. Definición de la estequiometría de reacción en el fermentador

Stoichiometry Balance for Reaction #1

Reactants			Products				
	Component	Mass Coeff.		Component	Mass Coeff.	Extra Cell %	
1	Amm. Sulfate	2.0000	1	Biomass	16.0000	100.0	
2	Glucose	180.0000	2	Carb. Dioxide	30.0000	100.0	
3	Nutrients	12.0000	3	Citric Acid	154.0000	100.0	
4	Oxygen	56.0000	4	Water	50.0000	100.0	
		Total Mass	250.000			Total Mass	250.000

Stoichiometric Coefficients Mass Molar

OK Cancel Help

Fuente: SuperPro Designer®

Anexo P. Períodos de tiempo del uso de equipos

	Equipment	Start Time (h)	End Time (h)	Busy Time (%)	Idle Time (%)	Occup. Time (%)	Unocc. Time (%)	Wait. Time (%)
1	V-101	0.00	6.00	25.0	75.0	25.0	75.0	0.0
2	PFF-101	2.00	6.00	16.7	83.3	16.7	83.3	0.0
3	V-102	2.00	17.50	64.6	35.4	64.6	35.4	0.0
4	C-101	6.00	18.30	51.3	48.7	51.3	48.7	0.0
5	V-103	6.00	25.50	81.3	18.7	81.3	18.7	0.0
6	ST-101	17.50	29.50	50.0	50.0	50.0	50.0	0.0
7	V-104	20.50	29.50	37.5	62.5	37.5	62.5	0.0
8	FR-101	17.50	175.82	94.2	5.8	94.2	5.8	0.0
9	V-105	174.00	198.99	52.1	47.9	52.1	47.9	0.0
10	RDR-101	174.99	198.99	100.0	0.0	100.0	0.0	0.0
11	RVF-104	174.99	198.99	100.0	0.0	100.0	0.0	0.0
12	CR-101	174.99	198.99	100.0	0.0	100.0	0.0	0.0
13	RVF-101	174.99	198.99	100.0	0.0	100.0	0.0	0.0
14	RVF-102	174.99	198.99	100.0	0.0	100.0	0.0	0.0
15	RVF-103	174.99	198.99	100.0	0.0	100.0	0.0	0.0
16	V-106	174.99	198.99	100.0	0.0	100.0	0.0	0.0
17	V-107	174.99	198.99	100.0	0.0	100.0	0.0	0.0

Fuente: SuperPro Designer®

Anexo Q. Características flujo de entrada al tanque V-101 (Fuente de carbono)

Stream Fuente de Carbono (INPUT --> P-1)

Composition, etc. Physical State Env. Properties Comments

Registered Ingredients

- Components
- Stock Motures
- Amn. Sulfate
- Biomass
- CA crystal
- Ca Hydroxide
- Calcium Citrate
- Carb. Dioxide
- Citric Acid
- Glucose
- Gypsum
- Impurities
- NiS
- Nitrogen
- Nutrients
- Oxygen
- Sodium Hydroxide
- Sulfuric Acid
- Water

Ingredient Name	Comp ?	Flowrate (kg/batch)	Mass Comp. (%)	Concentration (g/L)	Extra-Cell %
1 Molasses	<input type="checkbox"/>	53800.00000	100.0000	2324.21488	100.0

Set Ingredient Flow Mass Composition

Total Flowrates Also Selected

Sol. Mass Flow: 53800.000 kg/batch

Sol. Vol. Flow: 23.148 m3/batch

Temperature: 25.00 °C

Pressure: 1.000 atm

Enthalpy: 0.000 kWh/batch

Activity: 0.00 U/mL

Units: Mass [kg] Vol [m3] Composition [%] Conc [g/L] Enthalpy [kWh]

Time Reference for Flows: Batch Source Cycle Destination Cycle Time Avg (per RCT) [h]

Aceptar Cancelar Ayuda

Fuente: SuperPro Designer®

Anexo R. Características flujo de entrada al tanque V-101 (Agua)

Stream Agua-1a (INPUT --> P-1)

Composition, etc. Physical State Env. Properties Comments

Registered Ingredients

- Components
- Stock Motures
- Amn. Sulfate
- Biomass
- CA crystal
- Ca Hydroxide
- Calcium Citrate
- Carb. Dioxide
- Citric Acid
- Glucose
- Gypsum
- Impurities
- NiS
- Nitrogen
- Nutrients
- Oxygen
- Sodium Hydroxide
- Sulfuric Acid
- Water

Ingredient Name	Comp ?	Flowrate (kg/batch)	Mass Comp. (%)	Concentration (g/L)	Extra-Cell %
1 Water	<input checked="" type="checkbox"/>	42000.00000	100.0000	1000.00000	100.0

Set Ingredient Flow Mass Composition

Total Flowrates Also Selected

Sol. Mass Flow: 42000.000 kg/batch

Sol. Vol. Flow: 42.000 m3/batch

Temperature: 25.00 °C

Pressure: 1.000 atm

Enthalpy: 0.000 kWh/batch

Activity: 0.00 U/mL

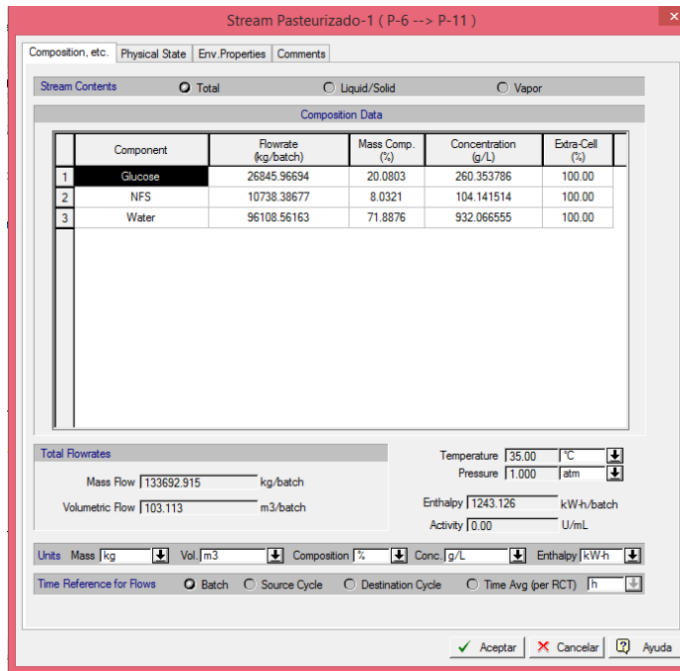
Units: Mass [kg] Vol [m3] Composition [%] Conc [g/L] Enthalpy [kWh]

Time Reference for Flows: Batch Source Cycle Destination Cycle Time Avg (per RCT) [h]

Aceptar Cancelar Ayuda

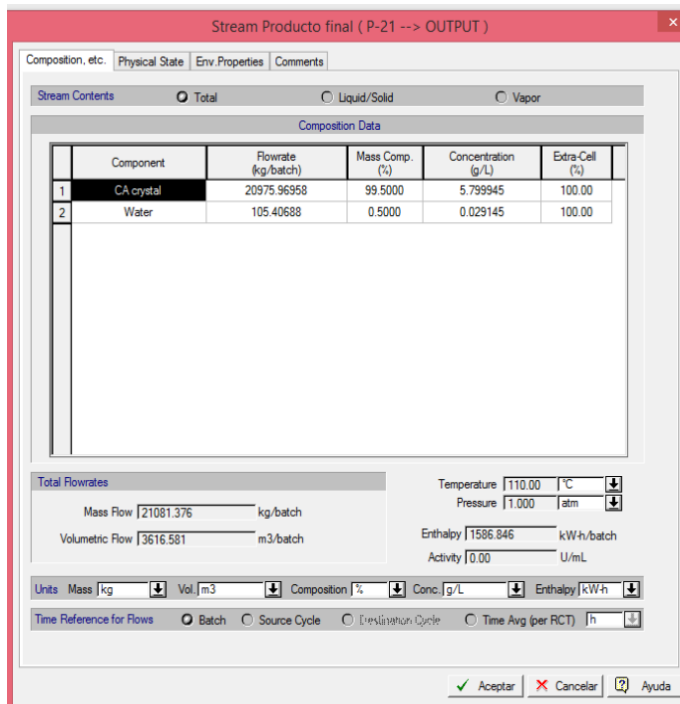
Fuente: SuperPro Designer®

Anexo S. Características flujo de entrada al fermentador FR-101 (Pasteurizado 1)



Fuente: SuperPro Designer®

Anexo T. Características flujo de salida del secador rotatorio RDR-101 (Producto final)



Fuente: SuperPro Designer®