

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ciencias y Humanidades

APLICACIÓN DEL MÉTODO PETERS/TIMMERHAUS EN LA
SELECCIÓN DEL PROCESO PARA PRODUCIR ÁCIDOS HÚMICOS A
PARTIR DEL CARBÓN

Trabajo de investigación presentado

Para optar al grado académico de Ingeniera Química

Por Ivanova Valentina Rosal Morales

Guatemala

Abril, 2004

**APLICACIÓN DEL MÉTODO PETERS/TIMMERHAUS EN LA
SELECCIÓN DEL PROCESO PARA PRODUCIR ÁCIDOS
HÚMICOS A PARTIR DEL CARBÓN**

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ciencias y Humanidades

APLICACIÓN DEL MÉTODO PETERS/TIMMERHAUS EN LA
SELECCIÓN DEL PROCESO PARA PRODUCIR ÁCIDOS HÚMICOS A
PARTIR DEL CARBÓN

Trabajo de investigación presentado

Para optar al grado académico de Ingeniera Química

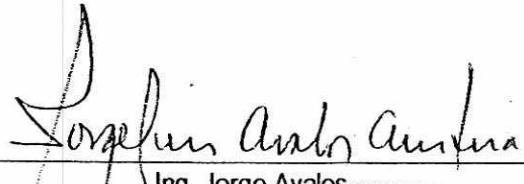
Por Ivanova Valentina Rosal Morales

Guatemala

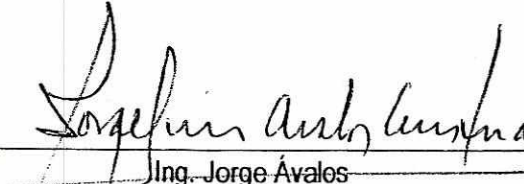
Abril, 2004

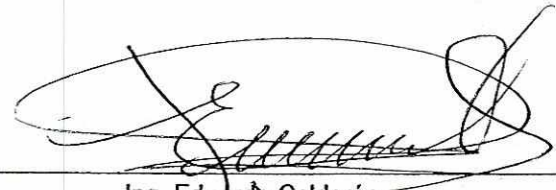
BIBLIOTECA
DE LA
UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

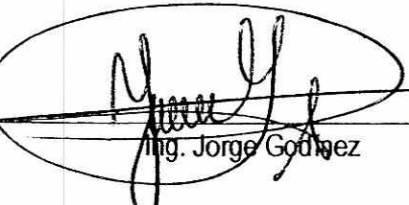
Vo. Bo.:

(f) 
Ing. Jorge Avalos

Tribunal:

(f) 
Ing. Jorge Avalos

(f) 
Ing. Eduardo Calderón

(f) 
Ing. Jorge Godínez

Fecha de aprobación: 31 de marzo de 2004

PREFACIO

Cuando se me pidió que escogiera un método para la producción de ácido húmico a partir de carbón, no supe el trabajo que aceptaba. Me lleve a casa un puñado de patentes y empecé a examinarlas. ¿Cómo iba a escoger un método entre todos?

Reconociendo no tener criterio para elegirlo compre el libro de diseño económico y de plantas para ingenieros químicos de Peters, M. y K Timmerhaus, y no volví a la oficina de mi asesor por dos años. Pase muchas noches desde entonces hasta el día en que me presente de nuevo ante mi asesor estudiando el arte de la elección de un proceso de producción. Entendiendo todos los pasos y el orden del diseño de una planta de procesos desde su concepción hasta su erección y comprendiendo su lógica. Cuando ya hube obtenido del libro el esquema básico del proceso, comencé a documentar cada proceso, agregue unas cuantas patentes de mi propia investigación, y trate de documentar mis hallazgos y mis avances de la mejor manera posible para justificar mi ausencia y silencio durante dos largos años.

Presenté la torre de papel a mi asesor y me dijo: "Esto ya vale por una tesis." La selección del método no era lo que se pretendía de mí. A mí se me había encargado el diseño de una planta de proceso, es decir, una fase experimental y otra de diseño. Pero antes de eso debía decidir cual era el método a usar. Nunca quise hacer de esta parte del diseño algo extenso, y nunca me imaginé dejar el diseño inconcluso. Mi plan era, habiendo elegido el proceso, seguir su diseño hasta el final.

Y es que el proceso Peters-Timmerhaus propone la documentación escalonada de procedimientos. Primero, la documentación inicial para los procesos a considerar, como la presentada en los apéndices. Segundo, una documentación mas profunda para el diseño preliminar como la que se ve en los resultados. Tercero, el diseño detallado con su trabajo de campo y cálculos precisos. Y por último, el diseño del proceso en firme con planos y cotizaciones. Siendo cada procedimiento, el ingrediente previo, necesario del procedimiento posterior.

Trabajamos en los criterios y ponderaciones y en plasmar la política de la empresa en el trabajo. Y después del esfuerzo de ambos, el trabajo quedó completo. Entregué copias del mismo a mi asesor, el Ingeniero Jorge Ávalos y a mi revisor el Ingeniero Eduardo Calderón y partí a México a estudiar por dos años.

Con mi ausencia física debí recurrir al cariño de mi familia y al apoyo de ambos ingenieros para continuar avanzando. Las últimas versiones y revisiones tuvieron que ser enviadas por correo y por correo electrónico. Y los tramites y cartas y pagos no hubieran sido posible si no hubieran estado presentes las gentes que me estiman y me son constantes. Todos los trámites y puntualidad en los requisitos previos al examen se los debo a ellos.

Espero que este trabajo que no llegó a su etapa de diseño final encuentre múltiples usos. Para aquellos que busquen una guía rápida para elegir un proceso de producción, y para aquellos que se interesan en los procesos de oxidación de carbón. Y que los esfuerzos de toda una comunidad que me quiere y mi falta de capacidad de elección encuentren utilidad en ustedes.

¡Gracias! A todos los que me tuvieron paciencia y a los que me quisieron tanto a través de esta tesis.

Ivanova V. Rosal

ÍNDICE

Sección	Contenido	Página
	Prefacio.....	vi
	Índice.....	vii
	Índice de tablas.....	ix
	Índice de gráficos.....	xi
	Índice de diagramas.....	xii
I	Introducción.....	1
II	Antecedentes.....	2
	A. Metodo para oxidar carbon.....	2
	1. Oxidación con acido nitrico u oxidos de nitrogeno.....	2
	2. Oxidación con oxigeno en fase acuosa con pH acido.....	3
	3. Oxidación con oxigeno en fase acuosa con pH alcalino.....	3
	4. Oxidación con oxigeno en fase acuosa con pH neutro.....	3
	5. Oxidación con oxigeno en fase seca.....	5
	6. Oxidación bacteriologica del carbon.....	6
	7. La oxidación en celda electrolitica y medio acido.....	6
	B. Proceso de diseno.....	7
	1. Estudio preliminar.....	7
	2. Diseno de estimacion detallado.....	7
	3. Diseno del proceso en desarrollo.....	8
	C. Diseno Preliminar.....	8
	1. Bases del problema.....	8
	a. Bases del problema.....	8
	b. Estudio del material bibliografico.....	8
	c. Balance de masa y energia por proceso.....	8
	d. Calendario de operación.....	8
	e. Rendimientos.....	8
	f. Balance de masa.....	9
	g. Tiempo de paro debido a reparaciones.....	9
	h. Diagrama de flujo.....	9
	i. Analisis de costos de producción.....	9
	j. Formularios.....	9
	k. Comparación de los metodos propuestos.....	9
	D. Comparación de metodos.....	9
	E. Consideraciones de diseno general.....	11
	F. Diseno Final.....	12
III	Justificación.....	14
IV	Objetivos.....	15
	A. Objetivo general.....	15
	B. Objetivos especificos.....	15
V	Problema a resolver.....	16
VI	Metodología.....	17
	A. Definición del alcance del proyecto de proceso estandar.....	17
	B. Recopilación de material bibliografico.....	17
	C. Realización de un estudio de mercado preliminar.....	17
	D. Estudio de los distintos metodos del proceso.....	18
	E. Comparación no financiera de metodos propuestos y selección del metodo.....	19
	F. Detalle del diseno preliminar de los procesos finalistas para oxidar carbon.....	19
	G. Comparación financiera del proceso finalista.....	21
VII	Resultados.....	22
	A. Alcance del proyecto.....	22
	B. Recopilación del material bibliográfico.....	22
	C. Estudio de mercado.....	22
	D. Estudio de distintos métodos de proceso.....	27
	E. Comparación no financiera de los procesos.....	28
	1. Documentación de la forma de comparación por ponderación de los procesos.....	29

	2.	Valores base para la evaluación ponderada de procesos.....	32
	3.	Valores nivelados para la evaluación ponderada de procesos (ponderación simple).....	33
	4.	Ponderación de los procesos por factores.....	34
	5.	Ponderación de los procesos por categoría de evaluación de procesos.....	35
	6.	Ponderación de los procesos por categorías.....	35
	7.	Ponderación de los procesos por factores y categorías.....	36
	8.	Comparación de los resultados de ponderación de procesos.....	37
F.		Detalle del diseño preliminar para los procesos finalistas.....	38
	1.	Proceso de oxidación de carbon en lecho fluidificado.....	38
		a.Reacciones involucradas.....	38
		b. Cinetica de las reacciones.....	38
		c. Equilibrio.....	38
		d. Rendimientos.....	38
		e. Periodos necesarios.....	38
		f. Condiciones optimas.....	38
		g. Concentraciones iniciales de materia prima.....	38
		h. Cambios necesarios en la materia prima.....	39
		i. Numero de operaciones de procesos.....	39
		j. Condiciones de cada operación.....	39
		k. Coeficiente de perdida por equipo.....	39
		l. Calendario de operaciones.....	39
		m. Capacidad de producción de la planta.....	39
		n. Tipo de proceso.....	39
		n. Calculo del numero de ciclos de operación.....	40
		o. Balance de energia del reactor.....	40
		p. Calculo de la capacidad requerida del equipo a utilizar.....	41
		q. Calculo de las unidades de almacenamiento.....	41
		r. Calculo del tamono del intercambiador de calor.....	44
		s. Calculo de capacidad del resto del equipo.....	44
		t. Balance de energia del reactor.....	45
		u. Balance de masa por equipo.....	45
		v. Capacidad requerida del equipo y de las unidades de almacenamiento.....	46
		w. Calculo de capacidad para el resto del equipo.....	49
		x. Materiales de construccion para el quipo del proceso.....	49
		y. Listado descriptivo del equipo requerido y sus instrumentos de control.....	50
		z. Estimacion de costo de depreciación del equipo.....	51
	2.	Proceso de oxidación de carbon en solucion acuosa.....	56
		a. reacciones involucradas.....	56
		b. cinetica de reacciones.....	56
		c. Equilibrio.....	56
		d. Rendimientos.....	56
		e. Periodos necesarios.....	56
		f. Condiciones optimas.....	56
		g. Concentraciones iniciales.....	56
		h. cambios necesarios en la meteria prima.....	57
		i. Numero de operaciones del proceso.....	57
		j. Condiciones de cada operación y equipo necesario para cada operación.....	57
		k. Coeficientes de perdida por equipo.....	57
		l. Calendario de operación.....	57
		m. Capacidad de producción de la planta.....	57
		n. Tipo de proceso.....	57
		n. Calculo del numero de ciclos de operaciones por dia laboral.....	57
		o. Balance de energia del reactor.....	58
		p. Balance de masa por equipo.....	58
		q. Capacidad requerida de equipo a utilizar y unidades de almacenamiento.....	59
		r. Calculo de la capacidad del compresor.....	60
		s. Calculo de las unidades de almacenamiento.....	61
		t. Calculo del tamano del intercambiador de calor.....	62

	u. Calculo de la capacidad del resto del equipo.....	62
	v. Materiales de construccion para el equipo de proceso.....	63
	w. Listado descriptivo del eequipo requerido y sus instrumentos de control.....	64
	x. Estimacion del costo de la depreciación del equipo.....	66
	y. Controles de proceso.....	66
	z. Estimacion de costos de producción.....	66
G.	Comparación de procesos finalistas.....	71
	1. Comparación financiera de procesos.....	71
	2. Documentación de la forma de comparación por ponderación de los procesos.....	71
	3. Valores nivelados para la evaluación ponderada de procesos.....	72
	4. Ponderación de los procesos por factores.....	73
	5. Ponderación de los procesos por categorías.....	74
H.	Determinación del método escogido.....	76
VIII	Discusión.....	77
IX	Conclusiones.....	83
X	Recomendaciones.....	85
XI	Bibliografía.....	86
XII	Apéndices.....	87
	A. Abreviaturas, Notaciones y siglas.....	87
	B. Descripción de las propiedades de compuestos.....	91
	C. Descripción de los calculos realizados.....	92
	D. Datos de mercado.....	111
	E. Analisis de datos para la comparación preliminar.....	112
	F. Información de apoyo para el equipo necesario.....	182

ÍNDICE DE TABLAS

Número	Descripción	Página
1	Caracterización del producto.....	23
2	Caracterización del mercado.....	24
3	Descripción del terreno de la planta productora de ácido húmico.....	26
4	Documentación de la forma de comparación por ponderación de los procesos.....	29
5	Valores base para la evaluación ponderada de procesos.....	32
6	Valores nivelados para la evaluación ponderada de procesos (ponderación simple).....	33
7	Ponderación de los procesos por factores.....	34
8	Peso de ponderación por categoría de evaluación de procesos.....	35
9	Ponderación de los procesos por categorías.....	35
10	Ponderación de los procesos por factores y categorías.....	36
11	Comparación de los resultados de ponderación de procesos.....	37
12	Balance de energía para un reactor tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón.....	40
13	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón por lecho fluidificado en una etapa.....	40
14	Determinación de la presión de operación.....	41
15	Cálculo de condiciones de operación de lecho fluidificado para el sistema carbón-aire.....	41
16	Cálculo de la altura del lecho a 75% su velocidad límite de operación: 9.6 m/s.....	42
17	Capacidad requerida del equipo.....	44
18	Balance de energía para un reactor tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón.....	45
19	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón por lecho fluidificado en una etapa.....	46
20	Determinación de la presión de operación.....	47
21	Cálculo de condiciones de operación de lecho fluidificado para el sistema carbón-aire.....	47
22	Cálculo de la altura del lecho a 75% su velocidad límite de operación: 9.6 m/s.....	48
23	Capacidad requerida del equipo.....	49
24	Material de construcción recomendables para el proceso de oxidación de carbón en lecho fluidificado.....	49
25	Especificaciones y capacidad requerida de equipo de proceso de oxidación en lecho fluidificado.....	50
26	Disponibilidad del equipo necesario para la oxidación de carbón en lecho fluidificado.....	51
27	Cálculos de costo de capital fijo.....	52
28	Costos de producción calculados por valores reales e índices en función del costo de la materia Prima.....	53
29	Análisis de las utilidades del proceso por año en un término de 10 años.....	54
30	Cálculo del flujo de fondos del proyecto.....	56
31	Balance de energía para un reactor burbujeante en la oxidación acuosa de carbón.....	58
32	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón en solución acuosa.....	58
33	Determinación de la presión de operación.....	59
34	Cálculo de condiciones de operación del reactor acuoso para el sistema carbón-aire.....	60
35	Cálculo de la altura del lecho a 75% su velocidad límite de operación: 0.0105 m/s.....	60
36	Capacidad requerida del equipo.....	62
37	Material de construcción recomendables para el proceso de oxidación de carbón en solución acuosa.....	63
38	Especificaciones y capacidad requerida de equipo de proceso de oxidación en solución acuosa.....	64
39	Disponibilidad del equipo necesario para la oxidación de carbón en solución acuosa.....	65
40	Estimación de costos de inversión.....	66
41	Costos de producción calculados por valores reales e índices en función del costo de la materia prima.....	67
42	Análisis de las utilidades del proceso por año en un término de 10 años.....	69
43	Cálculo del flujo de fondos del proyecto.....	70
44	Datos generados del análisis financiero de los procesos finalistas evaluados.....	71
45	Documentación de la forma de comparación por ponderación de los procesos.....	71
46	Valores nivelados para la evaluación ponderada de procesos (ponderación simple).....	72
47	Ponderación de los procesos por factores.....	73
48	Peso de ponderación por categoría de evaluación de procesos.....	73
49	Ponderación de los procesos por categorías.....	74

50	Ponderación de los procesos por factores y categorías.....	74
51	Descripción de las propiedades del aire.....	91
52	Diagrama de GANTT de la programación de ingeniería de diseño para el proyecto.....	108
53	Precios del ácido húmico en el mercado internacional.....	111
54	Precios del ácido fúlvico en el mercado internacional.....	111
55	Operaciones de proceso y equipo necesario.....	113
56	Balance de energía para los reactores tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón.....	115
57	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón por lecho fluidificado en dos etapas.....	116
58	Características del equipo necesario para la oxidación de carbón en lecho fluidificado.....	118
59	Controles de proceso.....	118
60	Detalle de tiempo estimado por etapa de diseño y erección del proyecto.....	119
61	Consistencia del proceso con su entorno.....	119
62	Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso.....	119
63	Disponibilidad de la materia prima.....	120
64	Mercados y forma de deshechos de los subproductos.....	120
65	Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso.....	120
66	Costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima.....	121
67	Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso.....	122
68	Operaciones de proceso y equipo necesario.....	124
69	Balance de energía para los reactores tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón.....	125
70	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón por lecho fluidificado en una etapa.....	126
71	Balance de energía para los reactores tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón.....	126
72	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón por lecho fluidificado en una etapa.....	127
73	Balance de energía para los reactores tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón.....	128
74	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón por lecho fluidificado en una etapa.....	128
75	Características del equipo necesario para la oxidación de carbón en lecho fluidificado.....	129
76	Controles de proceso.....	130
77	Detalle de tiempo estimado por etapa de diseño y erección del proyecto.....	130
78	Consistencia del proceso con su entorno.....	131
79	Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso.....	131
80	Disponibilidad de la materia prima.....	132
81	Mercados y forma de deshechos de los subproductos.....	132
82	Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso.....	132
83	Costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima.....	133
84	Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso.....	134
85	Operaciones de proceso y equipo necesario.....	136
86	Balance de energía para el reactor de oxidación de lodos de carbón.....	137
87	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de lodos de carbón.....	137
88	Balance de energía para el reactor de oxidación de lodos de carbón.....	138
89	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de lodos de carbón.....	139
90	Características del equipo necesario para la oxidación de carbón en lecho fluidificado.....	140
91	Controles de proceso.....	140
92	Detalle de tiempo estimado por etapa de diseño y erección del proyecto.....	141
93	Consistencia del proceso con su entorno.....	141
94	Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso.....	142
95	Disponibilidad de la materia prima.....	142
96	Mercados y forma de deshechos de los subproductos.....	143
97	Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso.....	143
98	Costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima.....	144
99	Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso.....	144
100	Operaciones de proceso y equipo necesario.....	146
101	Balance de energía para el reactor de oxidación bacteriológica de lodos de carbón.....	147
102	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de lodos de carbón.....	147
103	Características del equipo necesario para la oxidación bacteriológica de carbón.....	149

104	Controles de proceso.....	150
105	Detalle de tiempo estimado por etapa de diseño y desarrollo del proyecto.....	150
106	Consistencia del proceso con su entorno.....	151
107	Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso.....	151
108	Disponibilidad de la materia prima.....	152
109	Mercados y forma de deshechos de los subproductos.....	153
110	Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso.....	154
111	Costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima.....	156
112	Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso.....	157
113	Operaciones de proceso y equipo necesario.....	158
114	Balance de energía para el reactor de oxidación de carbón en celda electrolítica.....	160
115	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón en celda electrolítica.....	160
116	Características del equipo necesario para la oxidación de carbón en celda electrolítica.....	163
117	Controles de proceso.....	163
118	Detalle de tiempo estimado por etapa de diseño y erección del proyecto.....	164
119	Consistencia del proceso con su entorno.....	165
120	Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso.....	165
121	Disponibilidad de la materia prima.....	166
122	Mercados y forma de deshechos de los subproductos.....	166
123	Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso.....	167
124	Costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima.....	168
125	Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso.....	169
126	Operaciones de proceso y equipo necesario.....	171
127	Balance de energía para el reactor de oxidación de carbón en ácido nítrico.....	172
128	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón en ácido nítrico.....	172
129	Balance de energía para el reactor de oxidación de carbón en ácido nítrico.....	174
130	Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón en ácido nítrico.....	174
131	Características del equipo necesario para la oxidación de carbón en ácido nítrico.....	175
132	Controles de proceso.....	176
133	Detalle de tiempo estimado por etapa de diseño y erección del proyecto.....	176
134	Consistencia del proceso con su entorno.....	177
135	Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso.....	177
136	Disponibilidad de la materia prima.....	178
137	Mercados y forma de deshechos de los subproductos.....	178
138	Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso.....	179
139	Costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima.....	180
140	Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso.....	181
141	Definición de coeficientes de pérdida por equipo de proceso.....	182

ÍNDICE DE GRÁFICAS

Número	Descripción	Página
I	Comparación oxidación húmeda.....	4
II	Oxidación en Lecho fluidizado de carbón Wyodiak fino (1.1 atm).....	5
III	Oxidación en Lecho fluidizado de carbón Wyodiak fino (5 atm).....	5
IV	Oxidación en Lecho fluidizado de carbón Wyodiak grueso (5 atm).....	5
V	Oxidación en Lecho fluidizado de carbón Illinois grueso (5 atm).....	5
VI	Oxidación en Lecho fluidizado de carbón Illinois fino (1.1 atm).....	5
VIII	Oxidación en Lecho fluidizado de carbón Illinois fino (5 atm).....	5
IX	Curva comparativa entre la velocidad de operación y la porosidad del lecho para partículas de 100 µm de diámetro y 1mm (lecho).....	42
X	Curva comparativa entre la velocidad de operación y la porosidad del lecho para partículas de 100 µm de diámetro y 1mm (lecho).....	47
XI	Punto de equilibrio entre producción y ventas para la producción de ácido húmico por lecho fluidizado (180 min).....	55
XII	Gráfica de capital acumulado para el proceso de oxidación en lecho fluidizado.....	55
XIII	Curva comparativa entre la velocidad de operación y la porosidad del lecho para partículas de 100 µm de diámetro y 1mm (acuoso).....	60
XIV	Punto de equilibrio producción y ventas para la producción de ácido húmico por oxidación.....	70

	acuosa.....	
15	Gráfica de capital acumulado para el proceso de oxidación en solución acuosa.....	70
16	Gráfica muestra de la velocidad vrs porosidad del lecho fluidizado.....	98

ÍNDICE DE DIAGRAMAS

Número	Descripción	Página
1	Diagrama de flujo del proceso de producción de ácido húmico a partir de carbón en lecho fluidizado en una etapa.....	39 y 125
2	Diagrama de flujo del proceso de producción de ácido húmico a partir de la oxidación acuosa del carbón	57
3	Diagrama de flujo del proceso de producción de ácido húmico a partir de carbón en lecho fluidizado en dos etapas.....	114
4	Diagrama de flujo del proceso de producción de ácido húmico a partir de la oxidación bacteriológica del carbón	147
5	Diagrama de flujo del proceso de producción de ácido húmico a partir de la oxidación de carbón en celda electrolítica.....	160
6	Diagrama de flujo del proceso de producción de ácido húmico a partir de la oxidación de carbón en ácido nítrico.....	172

I. INTRODUCCIÓN

Tomando en consideración varios métodos de oxidación del carbón para producir ácido húmico, y luego de hacer los cálculos relacionados con la producción y sus costos, y de definir las condiciones teóricas de operación, se determinaron los métodos que representan una ventaja frente a los otros. Los factores considerados son: costo operativo de la producción de ácido húmico, inversión fija de capital, impacto ambiental, agentes de riesgo y de seguridad de operación, requerimientos técnicos, disponibilidad tecnológica y continuidad y flexibilidad del proceso.

La determinación de la ventaja de estos métodos de proceso se hizo mediante la ponderación de los criterios de diseño anteriormente mencionados y comparando los resultados numéricos obtenidos de la ponderación de procesos.

De esta comparación, salieron a luz los procesos que debían ser detallados para disminuir las incertidumbres de análisis, y se documentaron y dimensionaron con mayor exactitud.

Finalmente, los procesos que fueron considerados más apropiados se compararon nuevamente con herramientas de análisis financiero -tiempo de recuperación de la inversión, tasa de retorno de la inversión simple, flujo de fondos del proyecto y costo capitalizado-. De este análisis final, se pudo determinar cuál era el mejor proceso de producción de ácido húmico a partir de la oxidación del carbón.

II. ANTECEDENTES

Los ácidos húmicos son el producto intermedio del proceso de reducción de lignina (orgánico) a carbón (mineral). Se cree que en el proceso de descomposición de la materia vegetal de la planta, la parte que forma las paredes celulares de la misma y que contiene un alto porcentaje de lignina, es la que se descompone para formar las sustancias húmicas. Con el tiempo, las sustancias húmicas se convierten en lignita, carbón y, finalmente, en antracita (Srivastava, 1998).

Los ácidos húmicos no tienen una estructura única, sino son la mezcla de productos químicos intermedios: son sólidos duros de color negro, insolubles en agua, con pesos moleculares entre 800 y 500,000, con tres átomos de carbono por cada átomo de hidrógeno y cada átomo de oxígeno que posee. Está formado por anillos condensados, en su mayoría aromáticos, con grupos carboxílicos. Contienen grandes cantidades de grupos carbonílicos, fenílicos e hidroxilos que lo hacen una molécula polivalente. Son polielectrolitos y se cree que forman complejos con partículas de arcilla, permitiéndoles hacer enlaces monovalentes y polivalentes fuertes con varios elementos (Vaughman, 1997). Sus grandes cadenas de carbonos los hacen insolubles en agua, excepto si el pH es mayor a doce; en estos casos, sus grupos carboxílicos e hidroxilos los vuelven hidrosolubles.

Su solubilidad acuosa depende del tamaño de la molécula. Algunos procesos oxidativos tienden a acortar las cadenas de carbonos, aumentando su solubilidad si el pH es menor. Sus sales metálicas son generalmente insolubles en agua, excepto algunas raras, como las de amonio, sodio y potasio, las cuales son excelentes fertilizantes (Nelson, 1968).

A. Métodos para oxidar el carbón y producir ácidos húmicos.

1. Oxidación con ácido nítrico u óxidos de nitrógeno. El ácido nítrico es un agente oxidante poderoso que tiene la capacidad de oxidar a la mayoría de los no metales y todos los metales, con excepción de algunos nobles. Muchos metales no reactivos como la plata y el cobre se disuelven en ácido nítrico (Mortimer, 1988). Con este método, el ácido nítrico se usa como reactivo, siendo opcional el uso de oxígeno burbujeado desde el fondo del reactor (permite que el ácido nítrico no pierda su capacidad oxidativa, haciendo del mismo una especie de catalizador de la reacción).

El proceso se lleva a cabo a altas presiones atmosféricas (pueden elevarse hasta las 34 atmósferas), a temperaturas alrededor de los 80°C, y con agitación para mejorar el contacto del sólido con el agente oxidante, a concentraciones de sólidos en agua alrededor del 70% y relaciones uno a uno entre el carbón y el ácido nítrico (Schulz, 1980).

El método requiere de grandes cantidades de reactivos, lo que hace que sea caro comparado con el precio del producto. Existe poca selectividad hacia la formación de ácido húmico, ofreciendo relaciones de ácido húmico: ácido fúlvico no mayores a cuatro (Calemma, 1988). Necesita períodos de reacción largos con partículas de carbón de diámetros mayores a 100 micras (Calemma, 1993). Tiene la ventaja de oxidar carbones suaves -como la lignita y el carbón bituminoso- y carbones duros -como la antracita- con rendimientos de hasta un 64% (relación peso/peso) (Schulz, 1980).

2. Oxidación con oxígeno en fase acuosa con pH ácido. Al igual que la oxidación con ácido nítrico, este método requiere períodos de reacción largos. Utiliza grandes cantidades de reactivos. No se conocen su selectividad ni sus rendimientos, probablemente debido a que son demasiado bajos (Calemma, 1993).

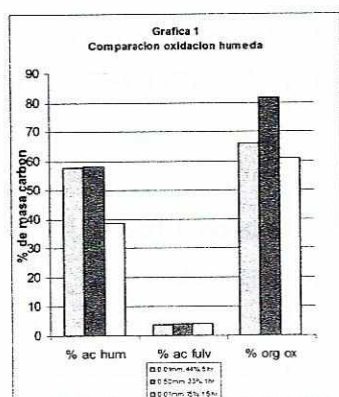
3. Oxidación con oxígeno en fase acuosa con pH alcalino. El método se basa en la oxidación del carbón usando aire como agente oxidante. El medio alcalino se utiliza para ayudar a diluir el producto tan pronto como se forma, permitiendo que el proceso no tenga reacciones de reducción inversas y separando el carbón físicamente, de la materia prima. Requiere presiones altas y parciales de oxígeno (entre veinte y treinta atmósferas) y muestra poca selectividad hacia la producción de ácido húmico, siendo su ratio de producción de ácidos fúlvicos y húmicos en una relación aproximada de uno a tres. Este método tiene bajos rendimientos de reacción, pues 45 por ciento es su eficiencia máxima. Utiliza grandes cantidades de reactivos (la relación entre el carbón y la sustancia alcalina oscila entre 1:1.15 y 1:2.5). Además, produce una gran cantidad de dióxido de carbono (15% - 25% del carbono total) (Calemma, 1993).

4. Oxidación con oxígeno en fase acuosa con pH neutro. De acuerdo con el proceso de combustión de carbón, en el que se requiere de un agente oxidante (oxígeno) y una fuente de calor para obtener la ignición, y en consecuencia la oxidación del carbón, este proceso añade un mecanismo de control contra la autoignición: realizar el proceso en medio acuoso. Con la ausencia de catalizadores (por ejemplo, bases alcalinas) a presiones entre una y diez atmósferas y temperaturas entre 100 y 300° C, la oxidación de carbón en medio acuoso tiende a favorecer la producción de ácidos húmicos.

Los otros productos importantes de la reacción son dióxido de carbono y ácidos fúlvicos. Los ácidos fúlvicos son compuestos de la misma naturaleza que los ácidos húmicos, pero de cadenas de carbono más cortas; son solubles si el pH oscila entre cuatro y nueve. Los ácidos fúlvicos son recuperables por extracción con butanona y pueden ser comercializados por separado. Debido a que los ácidos húmicos no se disuelven en medio acuoso en las condiciones de pH de la reacción, ambos productos -los ácidos

húmicos y los fúlvicos- pueden ser separados por medio de este método sin aumentar los costos del proceso y con una mayor productividad.

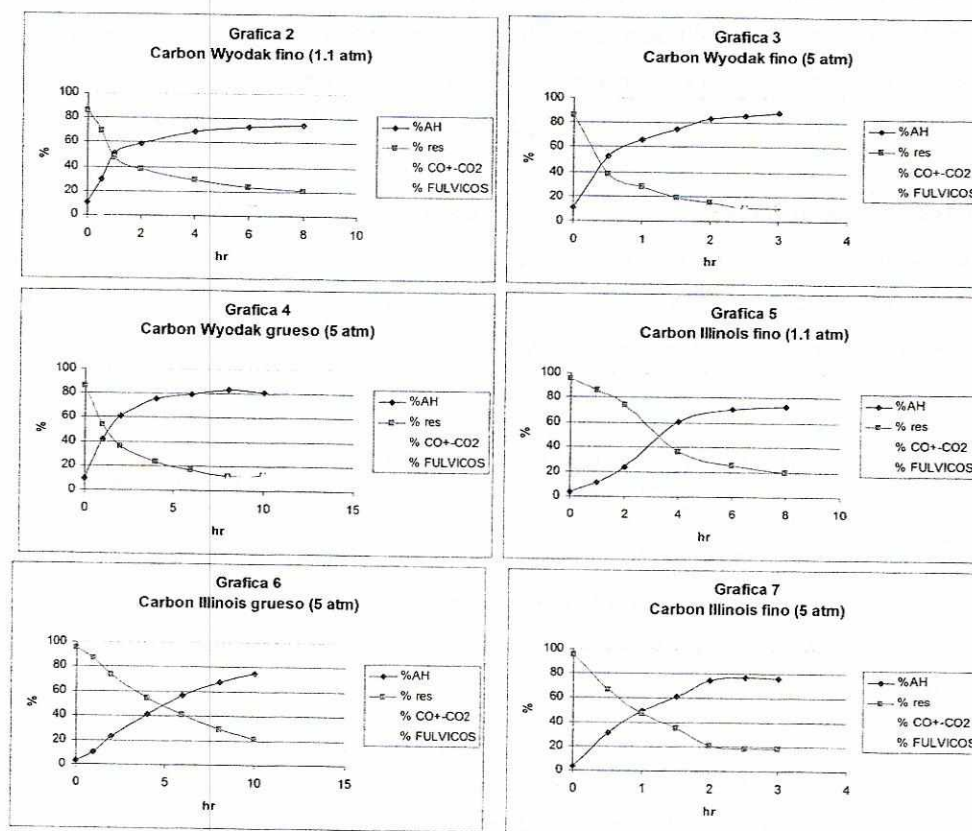
El medio acuoso podrá contener un amortiguador de pH, pero el uso de otro tipo de materia prima no es necesario. Los tiempos de reacción oscilan entre veinte y sesenta minutos. Los períodos de reacción tienden a acortarse en función de la presión de operación del reactor. No se necesitan reactivos caros y utiliza partículas de tamaños entre diez μm y tres mm en lodos con concentraciones entre diez y sesenta por ciento de carbón (p/p) (Cronje, 1990).



La gráfica uno, a la izquierda, muestra una comparación de rendimientos del proceso encontrados en la literatura para distintos diámetros de partícula, concentración de carbón y tiempos de operación, para los productos más importantes del proceso. Se puede observar que la relación de producción de ácidos húmicos y ácidos fúlvicos es grande, y que la relación entre el tamaño de la partícula y el tiempo de operación no incide grandemente en la eficiencia del proceso. Sin embargo, la concentración de carbón en la mezcla acuosa sí determina la capacidad de producción.

5. Oxidación con oxígeno en fase seca. La tecnología en este campo está muy desarrollada, pues es el método que aplican las grandes industrias termoeléctricas cuya fuente de energía es el carbón. Tiene la ventaja de ofrecer temperaturas de operación homogéneas en el reactor y una buena mezcla de gases y sólidos. En la industria termoeléctrica, el método no ofrece inconvenientes, pues la eficiencia del proceso se define a partir de su capacidad para consumir todo el carbón que entra en el reactor. Sin embargo, lo que es una ventaja para esta industria, resulta ser una desventaja para los fines que persigue este estudio al ser posible la autoignición de las partículas en el lecho a las temperaturas de operación, ya que el proceso se lleva a cabo con partículas de carbón de diversos tamaños (entre cien μm y tres mm). Las temperaturas de operación oscilan entre 150 y 300°C, en condiciones de presión entre 1.1 y 10 atmósferas, y tiempos de reacción que fluctúan entre 30 y 600 minutos. Muestra desventajas al someter el carbón a condiciones de reacción severas y tiene rendimientos entre cincuenta y sesenta por ciento en un proceso de una sola etapa (Calemma, 1993). Puede alcanzar rendimientos de hasta 96.5 por ciento, pero con el riesgo de que ocurra una combustión espontánea (Cronje, 1990).

En las gráficas de la dos a la siete, las curvas de producción del proceso reportadas en la literatura para la oxidación del carbón en lecho fluidificado en una etapa, las cuales ejemplifican la cinética de la reacción para dos tipos de carbón, a distintas presiones de operación y dos tamaños de partícula.



De estas gráficas, se puede inferir que el tipo de carbón es de mucha importancia en la eficiencia de la reacción. Se puede observar el efecto de la dureza del carbón en el tiempo de reacción y en los porcentajes del producto obtenido. También, se observa que el porcentaje de residuos es inversamente proporcional a la producción del ácido húmico. En las gráficas, el porcentaje de dióxido de carbono y de ácidos fúlvicos es muy parecido en todas las reacciones, y el comportamiento de la producción de los mismos es independiente de las condiciones del proceso.

6. Oxidación bacteriológica del carbón. Este método se basa en un estudio sobre termitas que se alimentan de fuentes minerales de carbón. El método utiliza un cultivo de microorganismos que reciben el nombre de Mic 1 y que fueron aislados de las patas traseras de las termitas que se alimentan del suelo (*Zootermopsis*). Este consorcio de microorganismos se adaptó a un proceso que, en forma escalonada, aumentó el contenido de carbón y dio como productos resultantes, 95 por ciento de ácido húmico en competencia, en función de las condiciones del proceso, con la producción de alcoholes de cadenas de hasta cuatro carbonos, además de un 20 por ciento de metano y ácidos grasos volátiles en cantidades pequeñas (Srivastava, 1998).

La oxidación resultante al hacer uso de este método se realiza en atmósferas inertes, pH neutros, bajas temperaturas (37 °C) y presión atmosférica baja. Su inconveniente es el uso de cepas patentadas como inóculos y reactivos caros para desarrollar el proceso. La concentración de carbón recomendada es del 10 por ciento y la relación entre el carbón y la cepa es de uno a uno (Srivastava, 1998).

La oxidación de ácido húmico, al usar microorganismos, propone ser económica, pues las condiciones del proceso son cercanas a las del medio ambiente. El carbón puede estar pulverizado o en estado natural. La materia prima necesaria para el proceso, excluyendo al carbón es aquella necesaria para mantener los requerimientos alimentarios de la cepa (Srivastava, 1998).

7. La oxidación en celda electrolítica y medio ácido. El método propone que la reacción de oxidación de carbón no se realice en la celda electrolítica, sino en un reactor por separado. La oxidación propicia un óxido de hierro (catalizador) en solución ácida, el cual, posteriormente, es devuelto a la celda electrolítica donde se expone al potencial eléctrico de la misma para ser oxidado nuevamente, lo que permite reciclar casi todos los reactivos usados. El compuesto férrico oxida el carbón a temperaturas entre 140 y 200 °C y presión baja.

En la celda electrolítica, se libera hidrógeno molecular como consecuencia de la oxidación del hierro. La fuente de carbono puede ser cualquier material orgánico sólido que tenga un contenido de oxígeno menor a

un treinta por ciento, con un contenido de carbono estructural abundante. Las concentraciones de carbón recomendadas oscilan entre el cinco y el treinta por ciento, y el diámetro de partícula fluctúa entre 1 y 150 μm . La velocidad de la reacción de oxidación está directamente relacionada con la concentración de los iones de hierro oxidados en la mezcla.

La fuente de hierro no es importante y puede ser cualquier material de deshecho o algún subproducto industrial. El único factor limitante es la solubilidad del catalizador (hierro) en la solución electrolítica, para lo que se propone el uso de los ácidos sulfúrico, nítrico, clorhídrico y fosfórico, y sus mezclas, con un pH que fluctúe entre uno y seis. Entre los subproductos de la reacción se obtiene una producción cuantificable de negro de humo.

La producción de ácido húmico en celda electrolítica se maximiza al oxidar entre el treinta y el cuarenta por ciento del peso total del carbón en la mezcla. Esto puede lograrse al utilizar una corriente eléctrica capaz de quemar el cuarenta por ciento del carbón existente para reducirse a dióxido de carbono. La producción de negro de humo se maximiza al utilizar una combustión teórica del diez por ciento del carbono total. Con porcentajes entre el diez y el cuarenta por ciento de combustión teórica, se obtienen mezclas de negro de humo y ácido húmico. Entre más cerca se esté a uno de los límites, el equilibrio de la reacción favorecerá el producto del extremo más cercano (Vaughan, 1986).

B. Proceso de diseño.

1. Estudio preliminar. Busca delimitar y documentar la selección del proceso y preparar las bases para el diseño óptimo de la planta. El estudio preliminar consta del estudio y delimitación del mercado, la comparación de los métodos propuestos y la selección del mejor método de producción. Para ello, se realizan diagramas de flujo, balances de masa de proceso y balances de energía (ninguno de los procesos está detallado).

2. Diseño de estimación detallado. Se dedica al diseño óptimo del proceso y a la puesta en práctica de los datos teóricos. Comienza cuando se ha escogido el mejor método de producción, momento en que deberá iniciarse el detalle del equipo. La precisión de dicho detalle aumentará conforme transcurra el estudio de diseño, buscando el funcionamiento óptimo del proceso. Al final de esta etapa, se presentará la evaluación económica final del mismo y se determinará la viabilidad y la conveniencia del proceso, comparándolo con el proceso de extracción de ácidos húmicos a partir de Leonarditas.

3. Diseño del proceso en desarrollo. Si la evaluación económica arroja resultados positivos, se procederá a finalizar el detalle del diseño, incluyendo planos de planta y de elevación (Peters/Timmerhaus, 1991).

El presente estudio consiste en el desarrollo de la primera fase de este proceso, el diseño preliminar, y en la aplicación del método Peters - Timmerhaus para asegurar la correcta selección del proceso a usar, en general, y del mejor proceso para la oxidación del carbón en forma específica (Peters/Timmerhaus, 1991).

El método Peters - Timmerhaus propone que el diseño de una planta debe ser la documentación progresiva de conceptos que se detallan conforme se va desarrollando el mismo. Según el método Peters - Timmerhaus, antes del trabajo detallado del diseño, los factores técnicos y económicos deben examinarse. Deben establecerse primero los procesos de producción posibles para el producto deseado. Es común que varios métodos alternativos sean posibles y que cada uno se analice, excepto los obviamente no deseados (Peters/Timmerhaus, 1991).

C. Diseño preliminar.

1. Bases del problema.

a. Se establecen las bases del problema (aumentar la competitividad, la división de investigación encuentra un área de desarrollo, etc.). Un estudio de la división de mercadeo da a conocer que la incursión en el mercado es factible en un porcentaje dado. Entonces, se le encarga al grupo de diseño proceder con el bosquejo preliminar y un estimado de costos del proyecto.

b. Estudio del material bibliográfico. Incluye los diferentes métodos y las presentaciones del producto final, las reacciones presentes, los rendimientos por cada método y la descripción de métodos y condiciones de operación.

c.. Balance de masa y energía por proceso. Con esto se define si el proceso es continuo, semicontinuo o por lotes, durante cada etapa a lo largo de todo el proceso. La temperatura y la presión en piezas clave del proceso sirven para hacer el balance de energía.

d. Calendario de operación. Éste se establece tomando como base un año de 300 días.

e. Rendimientos. Los rendimientos X con porcentajes N y M de compuestos en el producto y una materia prima Y.

- f. Balance de masa. Se hace un balance de masa para cada pieza de equipo y se añade el resumen del balance de masa en un diagrama de flujo.
- g. Tiempo de paro debido a reparaciones o al mantenimiento de la maquinaria. Éste se incorpora al diseño de calendario. Se establecen las bases del diseño adicional en función de las especificaciones conocidas del producto y de la disponibilidad de la materia prima.
- h. Diagrama de flujo. Se prepara un diagrama de flujo simplificado que muestre los procesos que están involucrados y se deciden las operaciones unitarias necesarias. Un balance de masa preliminar podría eliminar algunas opciones alternativas.
- i. Análisis de costos de producción.. Este análisis se basa en índices de costos de materia prima.
- j. Formularios. Se llena una hoja de datos sobre la seguridad de los materiales.
- k. Comparación de los métodos propuestos. La comparación de distintos procesos se realiza idealmente con base en las utilidades que presenta el método propuesto, el tiempo de recuperación de la inversión, la tasa de retorno de inversión, simple o incorporando ganancias mínimas como gastos, el valor presente neto y el costo capitalizado. Estas formas de medir la competitividad de un proceso pueden realizarse en forma única de comparación o como un conjunto de técnicas para medir la competitividad. Sin embargo, las fórmulas financieras de análisis de rentabilidad no son las únicas técnicas para la selección de un método de producción. La comparación de métodos puede realizarse antes de llegar al análisis detallado de costos por medio de la comparación de factores no económicos.

D. Comparación de métodos.

El método Peters/Timmerhaus sugiere considerar los siguientes aspectos al comparar los métodos:

1. Factores técnicos.
 - a. flexibilidad del proceso,
 - b. operación continua,
 - c. controles especiales involucrados,
 - d. rendimientos comerciales,
 - e. dificultades técnicas individuales,
 - f. requerimientos energéticos,
 - g. requerimientos auxiliares especiales,

- h. posibilidad de desarrollo futuro,
- i. peligros de seguridad y salud.

2. Materia prima.

- a. disponibilidad presente y futura,
- b. procesamiento requerido,
- c. almacenamiento requerido,
- d. problemas de manejo de materiales.

3. Deshechos y subproductos.

- a. cantidad producida,
- b. valor,
- c. mercados potenciales y usos,
- d. forma de deshecho,
- e. aspectos ambientales.

4. Equipo.

- a. disponibilidad,
- b. materiales de construcción,
- c. costo inicial,
- d. costo de mantenimiento e instalación,
- e. requerimientos de reemplazo,
- f. diseños especiales.

5. Ubicación de la planta.

- a. área necesaria,
- b. infraestructura de transporte,
- c. proximidad a mercados y fuentes de materia prima,
- d. disponibilidad de servicios y fuentes de energía,
- e. disponibilidad de mano de obra,
- f. clima,
- g. restricciones legales e impuestos.

6. Costos.

- a. de materia prima,
- b. de energía,

- c. depreciación,
- d. otras cargas fijas,
- e. procesos y gastos generales,
- f. requerimiento de mano de obra especializada,
- g. plusvalía de la propiedad,
- h. derechos de patente,
- i. controles ambientales.

7. Tiempo.

- a. fecha límite de entrega,
- b requerimientos de desarrollo de proceso,
- c. fecha límite de mercado,
- d. valor de la moneda.

8. Consideraciones de proceso.

- a. disponibilidad de tecnología,
- b. materia prima compartida con otros procesos,
- c. consistencia de producción con la política de la empresa,
- d. objetivos generales de la compañía (Peters-Timmerhaus, 1991).

E. Consideraciones de diseño general.

Generalmente, son las condiciones económicas las que determinan la aprobación de un proyecto por gerencia. Los otros factores que se deben considerar para que un proyecto pueda ser desarrollado son:

1. El estudio de peligros potenciales (toxicidad, fuego, explosión, radiación termal, ruido, asfixia y temas ecológicos).
2. Una decisión debe tomarse sobre el grado de riesgo que la empresa desea tomar en el manejo de materiales que son potencialmente dañinos o peligrosos. Debe darse prioridad a los procesos que no incluyen materiales, subproductos o productos intermedios nocivos. De no ser esto posible, será necesario adecuar los métodos para reducir los riesgos. Las opciones de control de fugas deben analizarse en función de costos.
3. Las regulaciones de seguridad locales deberán revisarse para asegurar que el diseño de planta propuesto responda a las mismas.

4. Debe tomarse en cuenta, en el diseño de la planta, un índice de prevención por pérdidas, incluyendo el período asociado con el paro de producción por reparaciones y las consecuentes pérdidas en las ventas.
5. Ubicación de la planta.
6. Manejo de materiales: el equipo para el manejo de materiales puede ser de naturaleza continua o por lotes. Para escogerlo, deben considerarse la naturaleza física y química del material manejado, el tipo y la distancia del movimiento del material, la cantidad de material a mover por unidad de tiempo, la naturaleza de descarga o alimentador al equipo de manejo de materiales, las facilidades de carga y descarga de materiales (materia prima, subproductos, intermedios y productos finales).
7. Consideraciones de patentes: las regalías por patentes deben considerarse en el diseño de una planta (Peters-Timmerhaus, 1991).

Se recomienda hacer una comparación inicial no económica del proceso para eliminar aquellos métodos que presentan condiciones de proceso no ideales y proseguir con el detalle de diseño hasta obtener un reporte de costos del proceso que puedan ser evaluados bajo los métodos de análisis de rentabilidad propuestos anteriormente. Dicha comparación inicial se puede hacer ponderando los factores de elección mencionados arriba (Peters/Timmerhaus, 1991). Los valores serán preferiblemente cuantitativos y cualitativos apegados a algún estándar de calidad donde no puedan ser cuantitativos.

La ponderación de dichos datos puede variar con el criterio y las políticas de la empresa y con la importancia que se den a los siguientes factores: seguridad, costos, capacidad de producción, aspectos técnicos involucrados y mercados afines que se puedan explorar. Pueden hacerse varios tipos de ponderación en un mismo estudio para asegurarse de que el método o los métodos electos tengan ventajas competitivas frente a los que no se eligen.

La comparación económica formal se realiza normalmente tomando como base uno de dos métodos propuestos y eliminando el método que resulte ser menos rentable de ambos para tomar un tercer método y evaluar su rentabilidad contra la del proceso ganador. De esta forma, se evitan las comparaciones múltiples y se acorta el tiempo de comparación entre procesos (Peters-Timmerhaus, 1991).

F. Diseño final.

De la evolución de todos estos datos y de la comparación del análisis de rentabilidad de los procesos elegidos, se obtiene el proceso ideal. Luego, se da paso al diseño óptimo del proceso o diseño detallado, y posteriormente, al diseño final para lo que deberá elaborarse.

1. Los balances de energía y conocimiento de especificaciones de materia prima y producto, rendimientos, velocidades de reacción y ciclos de tiempo evaluados para el proceso en forma completa y

definitiva. La temperatura, la presión y la composición de cada línea de flujo de proceso son determinados. Las entalpías de flujo, los porcentajes de vapor, las cargas de sólidos y líquidos, los requerimientos caloríficos, etc. son incluidos si son pertinentes para el proceso. Se contemplan los principios de las unidades del proceso útiles en el diseño de piezas específicas. Se definen los tiempos de almacenamiento según los períodos para proveer y recaudar la cantidad de volumen requerido. Se detallan las especificaciones del equipo.

2. Después de afirmar las necesidades de equipo, se pueden determinar y tabular los requerimientos laborales y las instalaciones de servicio.

3. Las estimaciones de la inversión total de capital y del costo total de producción completan el cálculo de diseño detallado. La elaboración del reporte final debe hacerse tan rápido como se tenga el estudio de factibilidad para trabajar los datos más actualizados posibles.

Debe considerarse el tipo de edificios, calefacción, ventilación, iluminación, energía, drenajes, deshecho de basura, instalaciones de seguridad, instrumentación, etc., para una estimación precisa del capital de inversión requerido como costos de manufactura y utilidades potenciales (Peters/Timmerhaus, 1991).

Por último, se realiza el diseño del proceso en firme, se realizan dibujos detallados para la fabricación del equipo especial y se preparan las especificaciones para la compra del equipo estándar y de los materiales. Se desarrollan planos, sepías e instrucciones para la construcción. Se incluyen diagramas de tuberías y otros detalles de construcción. Se dan las especificaciones para la construcción de las bodegas, los laboratorios, la garita para vigilancia, las paredes perimetrales, las casas de cambio, las instalaciones para carga y descarga y otros similares.

III. JUSTIFICACIÓN

Una empresa dedicada a la extracción de ácidos húmicos a partir de Leonarditas (rocas jóvenes provenientes del proceso natural de reducción de oxígeno en el ciclo de generación de carbón, que poseen altos contenidos de oxígeno -entre 28 y 29 por ciento-, y por lo tanto, altos contenidos de ácidos húmicos, importadas del Canadá), desea reducir el costo de la producción de estos ácidos. Para tal efecto, ha detectado la posibilidad de obtener ácidos húmicos a partir de la oxidación del carbón y necesita que el proyecto sea evaluado. La evaluación de dicho proyecto supone una mejor competitividad en los mercados ya establecidos, haciendo uso de materia prima más barata y de origen nacional.

La importancia económica de los ácidos húmicos radica en su capacidad de dispersión y retención de iones. Esto los hace excelentes reguladores de procesos físicos y químicos en los suelos. Son una reserva de compuestos orgánicos coloidales que intervienen en los procesos de nutrición vegetal, movilidad iónica y fenómenos hídricos de los suelos. Así, su presencia en suelos mejora la captación de agua, la oxigenación y la retención e intercambio iónico del suelo y la planta (CSIC, 2003). Su importancia económica se acrecienta al considerar su capacidad de atrapar metales pesados en el tratamiento de aguas.

Es un excelente dispersante de arcillas y se utiliza en la industria cerámica para regular la viscosidad de las mezclas y para mantener las partículas minerales suspendidas en una mezcla homogénea. Puede usarse como agente aditivo de compuestos carbonados y como agente de control de viscosidad (Cronje, 1990).

IV. OBJETIVOS

A. Objetivo general.

Seleccionar, en una forma documentada, el método del proceso a usar en una planta productora de ácidos húmicos a partir de la oxidación del carbón, dada la existencia de una planta extractora de ácidos húmicos a partir de Leonarditas.

B. Objetivos específicos.

1. Documentar la metodología necesaria para seleccionar un proceso industrial.
2. Documentar los métodos de producción de ácido húmico a partir de la oxidación de carbón.
3. Comparar, sistemáticamente, todos los métodos disponibles para determinar aquéllos que muestren una mejor competitividad.
4. Realizar el diseño preliminar completo para aquellos procesos que serán declarados competitivos.
5. Seleccionar, dentro de los métodos de oxidación de carbón elegidos, aquél que ofrezca mayores ventajas para la obtener ácidos húmicos.
6. Realizar la evaluación económica preliminar, de acuerdo con el mercado ya establecido por la empresa, para conocer la viabilidad del proyecto.

V. PROBLEMA A RESOLVER

El costo de producción de los ácidos húmicos de una planta industrial necesita ser más rentable. Se ha detectado que el costo podría reducirse utilizando materia prima más barata. Entre las materias primas propuestas se encuentra el carbón mineral, por lo que se propone el estudio de los distintos procesos de oxidación de carbón y la selección del proceso que signifique mayores beneficios para la empresa.

VI. METODOLOGÍA

A. Definición del alcance del proyecto de proceso estándar.

En esta parte, se describe el objetivo perseguido; el producto deseado; la capacidad; la ubicación; el requerimiento de terreno, de utilidades, de servicios, de infraestructura y de manejo; y el almacenamiento de materia prima y productos.

B. Recopilación de material bibliográfico.

1. Documentar los distintos métodos de producción con sus reacciones, rendimientos y descripción de métodos y condiciones de operación.

2. Documentar las presentaciones del producto final.

C. Realización de un estudio de mercado preliminar.

1. Caracterización del producto. Propiedades químicas y físicas del producto, especificaciones de la presentación del producto, impurezas permitidas en el producto, peligros potenciales del producto, efectos de almacenaje del producto, restricciones para el transporte, tipos de transportes permitidos y contenedores.

2. Caracterización del mercado. Determinar las ofertas y demandas actual y futura del producto, documentar los usos presentes del producto, caracterizar los hábitos y actitudes de uso del producto, documentar el rango de precios de productos y subproductos, determinar el carácter del mercado: estacional o no estacional, estable, monopolio, etc., la ubicación del mercado, los requerimientos de ventas y servicios (método de ventas y de distribución, mercadeo necesario y requerimientos de servicios técnicos), determinar el número de posibles clientes, determinar la competencia (estadísticas de producción global, comparación de varios procesos de fabricación y especificaciones del producto de la competencia).

3. Determinación del terreno para la construcción. Ubicación de la planta; descripción general del terreno; área necesaria; transporte presente o accesible; proximidad a mercados y a fuentes de materia prima; disponibilidad de servicios (agua, bomberos, hospitales, etc.), de fuentes de energía, de mano de obra; clima; restricciones legales e impuestos, protección contra incendios e inundaciones;

comunidades cercanas y factores de comunidad; descripción de los trabajos a realizar en el lugar a erigir la planta.

D. Estudio de los distintos métodos de procesos.

1. Documentar la cinética de las reacciones involucradas: equilibrio, rendimiento, tasas de producción, períodos y alcances, condiciones óptimas.
2. Determinar los cambios que debe tener la materia prima desde su ingreso a la planta hasta que entra al reactor y los cambios del producto que sale del reactor, así como cualquier otro cambio que el producto tenga hasta su presentación final.
3. Determinar el número de operaciones que tiene el proceso y enumerarlas.
4. Determinar las condiciones en que se realiza cada operación, etapas, fases (sólida, líquida o gaseosa), pH, temperatura, presión, tiempos de residencia, emisiones del equipo, resultados esperados, tasas de reducción, etc.
5. Determinar y documentar el equipo a utilizar.
6. Crear diagramas de flujo no detallados de los procesos.
7. Determinar los rendimientos de cada uno de los productos y subproductos del proceso.
8. Determinar las concentraciones iniciales de cada una de las materias primas.
9. Determinar los coeficientes de pérdidas para cada uno de los equipos utilizados.
10. Determinar el calendario de operación (en días) por año.
11. Determinar la capacidad de producción diaria de la planta de proceso.
12. Hacer balances de masa de cada proceso.
13. Hacer balance de masa por equipo de cada proceso.
14. Definir si el proceso completo es continuo, semicontinuo o por lotes.
15. Hacer el balance de energía no detallado de cada proceso por medio de las temperaturas, presiones de operación y otros factores de consumo energético que se consideren de interés para cada proceso.
16. Documentar la disponibilidad, cantidad, calidad y costo de la materia prima por proceso.
17. Documentar los datos de seguridad de materiales por proceso (materia prima, productos intermedios, productos y subproductos del proceso). Ejemplo: dosis letal promedio, DL_{50} , valor límite de acumulación, TLV, límite inflamable inferior (LFL), límite inflamable superior (UFL), índice de límite de oxígeno (LOI), temperatura de autoignición (AIT).
Estimar los costos de producción por medio de índices específicos para ello.

E. Comparación no financiera de métodos propuestos y selección del método.

Haciendo uso de toda la información acumulada en los incisos anteriores, y colocándola en una tabla, deberá otorgársele un valor cuantitativo (numérico) a los parámetros que aparecen a continuación para facilitar la comparación entre métodos. Los métodos de valoración deberán ser explicados para cada uno de los parámetros en una tabla aparte de tal manera que, para el lector sea comprensible, el origen del valor dado a cada parámetro. Los parámetros serán catalogados en categorías. Las categorías tienen un valor igual al promedio de todos los parámetros que la conforman. Después de otorgar un valor a cada uno de los parámetros para cada proceso en comparación, se les otorgará un peso de ponderación (valores que responden a la importancia que se le da al rubro analizado) a cada parámetro o categoría por separado, en función de la política y los objetivos de la empresa, las limitaciones de la ley y del medio ambiente. Una lista de los pesos otorgados a los parámetros o categorías deberá presentarse para cada ponderación. Se compararán varias ponderaciones para asegurar que la eliminación de procesos no responde a posiciones arbitrarias y se tomarán de entre los métodos propuestos aquéllos que muestren mejores oportunidades frente a los demás. Se escogerán como procesos finalistas aquellos que consistentemente demuestren liderazgo manteniendo una ponderación alta.

1. Factores técnicos. Determinación de la flexibilidad del proceso, operación continua, controles especiales involucrados, rendimientos comerciales, dificultades técnicas individuales, requerimientos energéticos, requerimientos auxiliares especiales, posibilidad de desarrollo futuro, peligro de seguridad y salud, tiempo de operación y tasa de producción.
2. Materia prima. Disponibilidad presente, disponibilidad futura, procesamiento requerido, almacenamiento requerido, problemas en el manejo de materiales.
3. Deshechos. Cantidad producida, forma de deshecho, aspectos ambientales.
4. Subproductos. Cantidad producida, valor comercial, mercados potenciales, usos, aspectos ambientales.
5. Equipo. Disponibilidad, materiales de construcción, costo inicial, costo de mantenimiento, costo de instalación, requerimientos de reemplazo, diseños especiales.

6. Ubicación de la planta. Area necesaria, infraestructura de transporte, proximidad a mercados, proximidad a fuentes de materia prima, disponibilidad de servicios, disponibilidad de fuentes de energía, disponibilidad de mano de obra, clima, restricciones legales e impuestos.

7. Costos. De la materia prima, la energía, la depreciación, otras cargas fijas, procesos y cargas generales, requerimientos de mano de obra especializada, plusvalía de la propiedad, derechos de patente, controles ambientales, costo de capital fijo y operativo, ganancias previstas, retorno de inversión, período de pago.

8. Tiempo. Fecha límite de entrega, requerimientos de desarrollo de proceso, fecha límite de mercado, valor de la moneda.

9. Consideraciones de proceso. Disponibilidad de tecnología, materia prima compartida con otros procesos, consistencia del proceso con la política de la empresa y consistencia del proceso con los objetivos generales de la empresa.

Una vez determinados los procesos finalistas, se afinarán los cálculos y se definirán mejor las condiciones de proceso, añadiendo al material ya desarrollado, el detalle del diseño preliminar de los procesos finalistas para la oxidación el carbón.

F. Detalle del diseño preliminar de los procesos finalistas para oxidar carbón.

1. Se estima el tiempo de paro por mantenimiento o imprevistos al año y se incorpora al diseño del calendario.

2. Se definen los costos por patentes.

3. Se define si el proceso es continuo, semicontinuo o por lotes para cada etapa u operación del proceso.

4. Se desarrolla un balance de masa por equipo en función del calendario corregido.

5. Se desarrolla un balance de masa por línea de proceso en función del balance de masa por equipo.

6. Se calcula la capacidad teórica que requiere cada equipo en función del calendario corregido.

7. Se calcula el tamaño del equipo a utilizar en función de la capacidad teórica.

8. Se hace un listado del equipo disponible.

9. Se hace un listado del equipo a comprar.

10. Se hace un listado de los motores para cada pieza del equipo del proceso.
11. Se determinan los materiales de construcción necesarios para el equipo de cada proceso.
12. Se prepara un listado de equipo que incluya: nombre, tipo, capacidad, dimensiones, costo del equipo, capacidad del equipo comercial superior más cercano a la capacidad de operación, material de construcción del equipo, tipo de motor necesario, extras que incluye el costo del equipo (instalación, servicio, materiales, instrumentación, etc).
13. Se calculan las horas por hombre de trabajo de ingeniería y diseños basados en el tiempo necesario para documentar: el diseño detallado de proceso y el diseño de proceso en firme.

G. Comparación financiera de procesos finalistas.

Se realiza normalmente tomando como base uno de los dos métodos propuestos y eliminando el que resulte ser menos rentable de ambos para tomar un tercer método y evaluar su rentabilidad contra la del proceso ganador. Ésta incluirá:

1. Preparación del material de comparación. Cálculo de: el costo de capital de inversión total (por el método estimado de costo unitario), el costo de capital operativo anual (con valores de los rubros cotizados en el país, la ganancia neta, el punto de equilibrio de ventas, de la tasa de retorno de la inversión - simple e incorporando ganancias mínimas-, el flujo de caja de descuento, el valor neto presente, el período de pago incluyendo intereses).

2. Comparación de procesos finalistas. Tabular los resultados de cálculo financiero obtenido para cada proceso finalista en tablas individuales de análisis financiero del proceso y documentar el método de comparación y ponderación. Luego, comparar el primer proceso con el segundo para encontrar cuál ofrece mejores condiciones de rentabilidad sobre el otro para cada método de análisis. Posteriormente, ponderar la importancia de cada método de evaluación de inversión, dando mayor importancia a los métodos de flujo de caja de descuento y de valor presente neto por incluir el valor tiempo del dinero y tender a incrementar el valor de la empresa. Por último, se debe determinar cuál es el más ventajoso de ambos y comparar el método escogido con el siguiente proceso finalista hasta llegar a la última comparación y tener un solo proceso finalista.

VII. RESULTADOS

A. Alcance del proyecto.

El propósito de este estudio es encontrar un método que pueda ser utilizado industrialmente para producir ácidos húmicos a partir de la oxidación del carbón con el fin de bajar los costos de producción de una fábrica extractora de ácidos húmicos. La planta de producción de ácidos húmicos deberá tener una capacidad de producción de 96,000 kilogramos de ácidos húmicos al año y deberá ubicarse en las instalaciones de la planta extractora de ácidos húmicos, en Palín, Escuintla, acoplándose a la infraestructura ya existente y sirviéndose de los servicios ya instalados en la misma.

B. Recopilación de material bibliográfico.

El material bibliográfico recopilado incluye todo lo resumido en la sección de antecedentes, el método de selección utilizado (Peters-Timmerhaus) y la información de apoyo del presente estudio.

C. Estudio de mercado.

1. Condiciones actuales del mercado. Una planta extractora de ácido húmico con capacidad para producir 800,000 litros de solución de ácido húmico (12 por ciento p/p) utiliza Leonarditas como materia prima, las cuales, hoy en día, son importadas del Canadá. La empresa desea bajar sus costos de producción y, para tal efecto, ha detectado la posibilidad de obtener ácidos húmicos a partir del proceso de oxidación de carbón, por varios métodos y necesita que el proyecto sea evaluado. La evaluación de dicho proyecto supone una mejor competitividad en los mercados ya establecidos por el uso de materia prima más barata y de origen nacional.

El mercado de dicha empresa son los agricultores, que podrán beneficiarse del producto para hacer enmiendas en sus sustratos proveyéndolos de una mejor capacidad de retención de cationes (nutrientes), soltura y retención de agua. La empresa también puede buscar un pequeño nicho de mercado en la industria de filtros de metales disueltos en solución acuosa y en la industria cerámica.

En las tablas siguientes, se presenta la caracterización del producto y del mercado.

Tabla 1
Caracterización del producto

Propiedades químicas	<p>Su estructura está formada por anillos condensados, en su mayoría aromáticos con grupos carboxílicos. Contienen grandes cantidades de grupos carbonílicos, fenílicos e hidroxilos.</p> <p>Sus radios de carbón, oxígeno e hidrógeno son C:O:H = 2.4 -3:1:1. La mayoría de átomos de oxígeno se encuentran en forma de iones carboxilos e hidroxilos con pocos grupos aminos.</p> <p>Su contenido de carbón constituye el 55-60% del peso del producto comparado con el 65-70 de la lignita o el 80-90 por ciento del carbón.</p> <p>En sistemas biológicos, actúan como moléculas transmisoras de electrones y oxígeno, parte de los procesos respiratorios de la célula (catalizadores) por su estructura de electrones deslocalizados.</p> <p>Las moléculas de naturaleza orgánica pueden añadirse al ácido húmico por complejos iónicos, quelatos y enlaces de adsorción polar.</p> <p>Sus compañeros de reacción más comunes son los grupos carboxilo e hidroxilo, pero los grupos carbonilo y semiquinonas pueden reaccionar también.</p> <p>Los aniones inorgánicos no pueden hacer enlaces inmediatos. Sin embargo, bajo circunstancias específicas pueden crear enlaces efectivos. Las reacciones orgánicas del mismo dependen de la estructura molecular del otro compuesto, aunque se pueden observar reacciones con casi cualquier grupo, incluso con proteínas.</p>
Propiedades físicas	<p>Los ácidos húmicos son sólidos duros de color negro, insolubles en agua, con pesos moleculares entre 300 y 10,000 g/mol. Sus sales metálicas son generalmente insolubles en agua, excepto las de sodio, amonio y potasio; estos dos últimos son excelentes fertilizantes.</p> <p>Son solubles si el pH es igual o mayor a doce. Mientras más grande es la molécula de ácido húmico, es más difícil de disolver debido a que el número de grupos hidrofílicos activos decrecen directamente con el tamaño de la molécula.</p> <p>La otra razón para su baja solubilidad es que el anillo lactona se cierra en medios neutros y ácidos (abriéndose solamente en medio alcalino), haciendo disponibles más grupos carboxilo e hidroxilo.</p> <p>Por esta razón, los complejos de ácido húmico con metales multivalentes tampoco son solubles.</p>
Especificaciones	El producto se vende en solución de humato de potasio al doce por ciento (p/p).
Impurezas	Para el mercado agrícola, las impurezas son permitidas en el producto y la tolerancia hacia éstas es alta. El pH de la solución es crítico y no debe ser mayor a ocho.
Efectos de almacenaje	El ácido húmico, en solución y en seco, no tiene problemas de almacenaje. En condiciones húmedas, suele seguir su proceso oxidativo produciendo ácido fúlvico; sin embargo, esto no disminuye su valor comercial.
Restricciones de transporte y contenedores	Si el punto de equilibrio del hidrógeno de la solución del producto es básico, el producto no debe ser colocado en contenedores de vidrio o de hierro, a menos que se trate de acero inoxidable.
Tipos de contenedores	Por lo general, se envasa en contenedores de polietileno de alta densidad.
Presentaciones	En recipientes de un litro, un galón, 120 litros y 200 litros.
Tipos de transporte permitido	Todos.

Tabla 2
Caracterización del mercado

Oferta presente y futura	
Oferta actual (de la empresa)	Guatemala: 125,000 L/año (30% del mercado)
Demanda actual	Guatemala: 400,000 L/año
Potencial del mercado	Guatemala: 2,000,000 L/año Centro América: 7,000,000 L/año
Aplicaciones del producto	
Usos presentes	<ol style="list-style-type: none"> 1) En la industria agrícola: agente para mejorar sustratos, ayudando en la dispersión de partículas arcillosas y funcionando como molécula adsorbente de cationes. 2) En la industria cerámica: dispersión de partículas en sólidos fluidos (e.g. arcilla en emulsión). 3) En menor escala, son usados como fluido dispersante en taladros industriales. 4) En sus sales insolubles, es usado como sustituto del negro de humo para mejorar la resistencia a la abrasión de neumáticos.
Nuevos usos	<ol style="list-style-type: none"> 1) Como sustancia activa en procesos de filtrado cuando se quiere recuperar o separar los metales del flujo de una solución acuosa cuando están en ésta. 2) Como agente aditivo de compuestos carbonados y como agente de control de viscosidad. 3) Últimamente se ha visto su introducción en suplementos nutricionales de minerales como solución coloidal de minerales en ácidos húmicos.
Hábitos y actitudes de uso	<p>El uso de ácido húmico para mejorar suelos es una práctica reciente en el gremio agrario guatemalteco, pero comienza a dársele importancia en la medida en que el rendimiento y la competitividad de mercados surjan como factores determinantes de la viabilidad de la actividad agrícola. Esta aplicación emplea el producto en solución, pues permite una mejor dispersión del compuesto en el sustrato a tratar.</p> <p>El uso del compuesto en seco es posible, pero no común. El compuesto puede ofrecerse para el gremio agrícola como agente fertilizador agregando al final del proceso macronutrientes y micronutrientes. La adición de nutrientes debe hacerse cuidando que ambos (el ácido húmico y los nutrientes) estén disponibles. Esto implica que el pH de la solución esté lo más cercano posible a neutro, sin que el agente dispersante precipite. Su presentación en seco puede ser mejorada comprimiendo y peletizando el producto.</p> <p>En general, se recomienda para la enmienda de suelos una aplicación de 1.5 L de solución al 15% por hectárea al mes. La empresa recomienda diluir dos galones de su producto en 200 litros de agua y aplicar 250 cm³ de solución para una planta grande y 50 para una pequeña.</p> <p>Son materia prima en la industria cerámica en donde la pureza del producto debe observarse para su comercialización competitiva.</p>

Rangos de precios de productos	<p>Los precios del ácido húmico varían en función de su origen, siendo los ácidos húmicos que se extraen de fuentes naturales los más caros, los cuales, en general, varían entre Q14000.00 el gramo de ácido húmico certificado y Q32.63 el kilogramo de producto industrial*. Ver El apéndice D, Datos de Mercado Tabla I: Precios de ácido húmico en el mercado internacional.</p> <p>La empresa no tiene precios del producto al por menor y ofrece el producto a Q10.40/L al distribuidor. El distribuidor a su vez, ofrece el producto a Q20.00/L al consumidor.</p>
Rangos de precios de subproductos	<p>Ácido fúlvico: Q12000.00 – 97.89 el kilogramo*. Ver los datos del mercado en la Tabla II: precios de ácido fúlvico en el mercado internacional, del Apéndice D.</p> <p>Dióxido de carbono: Q10.72 por kilogramo.</p>
Carácter del mercado	Es un mercado nuevo y poco conocido de carácter estable. Su estacionalidad no es muy marcada debido a la gran variedad de productos agrícolas que lo utilizan. En general, su aplicación depende de la intensidad de producción del cultivo a tratar, de la existencia de sistemas de riego adecuados, y en su defecto, de la estación lluviosa.
Ubicación del mercado	En toda la república de Guatemala, homogénea.
Distribución de mercado	
Industria agrícola	Distribuido en toda la república en las siguientes regiones importantes: La región de la costa del Pacífico (mayor centro de producción agrícola del país), la región central y la de occidente que constituyen los productores de café de origen del país y los minifundios que producen productos agrícolas no tradicionales (como las hortalizas, los productores de insumos con certificación orgánica), la región norte con los productores de banano y la este con los meloneros. En las industrias de pilones o almácigos. En general, el producto es aplicable a cualquier cultivo con un margen de ganancia alto para justificar la inversión en la mejora del mismo. La empresa no lo recomienda por ejemplo en productos de bajo precio en el mercado, como el maíz.
Competencia	No existe otro productor de ácido húmico a nivel nacional.
Importación	Superior, Tecún, Disagro, GBM, ByQ, Enalsa (con un valor del 70% de la demanda).
Ventas y servicio de ventas	
Método de ventas	Por medio de parcelas demostrativas.
Método de distribución	Directo, un porcentaje bajo por medio de distribuidores.
Mercadeo requerido	Dar a conocer, por tratarse de tecnología nueva, todas las posibles aplicaciones por cultivo. Necesita mucha documentación y experimentación.
Requerimiento de servicios técnicos	Debido a la forma de mercadeo los servicios técnicos son muy importantes. Al ser un producto caro, no en todos los casos el uso del producto es rentable, aunque la correcta aplicación del mismo puede ayudar a reducir los costos operativos como en el caso de los almácigos donde ayuda a tener mejores rendimientos de germinación, y disminuye el costo de mano de obra y de insumos al reducir los requerimientos de fertilización.
Clientes establecidos	75.
Número de posibles clientes	Miles, la industria agrícola guatemalteca y centroamericana.
Estadísticas de producción local	En Centroamérica, existe solamente un segundo productor de ácidos húmicos, la Escuela de Agricultura de la Región del Trópico Húmedo de Costa Rica (EARTH). Se

	calcula que tiene una capacidad de producción de 200,000 L/año y una capacidad de ventas de unos 75,000 L/año.
Comparación de varios procesos manufactureros locales	El método de producción de ácido húmico de esta industria se basa en la degradación de materia orgánica (se cree que es pinzote de banano) que le da una ventaja de precio en el mercado, pudiendo argumentar su tendencia ecológica y su naturaleza orgánica, por lo que su precio es de alrededor Q32.00/L.
Especificación de producto de la competencia	Sólido, granulado, puro o al 75 por ciento, mezcla de ácidos húmicos y fúlvicos. Producto cien por ciento orgánico (no químico). Solución al doce por ciento.

*Calculado del valor del quetzal comparado con el valor de US\$ el día 5 de septiembre de 2003.

2. Determinación del terreno para la construcción. Debido a que existe una planta extractora de ácidos húmicos, el estudio de la ubicación de la planta sólo indica que la misma será construida en las instalaciones de la planta extractora, y cuya descripción se detalla a continuación.

Tabla 3
Descripción del terreno de la planta productora de ácido húmico

Ubicación	Palín, Escuintla
Área existente	24,000 metros cuadrados
Área disponible	14,000 metros cuadrados
Área destinada para el proyecto	200 metros cuadrados
Infraestructura de transporte	A 300 metros de la carretera a Puerto Quetzal
Proximidad a mercados	Céntrico
Proximidad a fuentes de materia prima	Carbón nacional: Huehuetenango, Quiché, Alta Verapaz, Izabal. Importado, en
Disponibilidad de servicios	
Agua	Municipal
Luz	EEGSA
Bomberos	4 Km
Hospitales	Escuintla
Población más cercana	4 Km
Mano de obra disponible	
Cantidad	10,000 obreros
Grado de preparación	Variada, con peones agrícolas como mayoría
Clima	Cálido, húmedo
Restricciones legales e	Impuesto Único Sobre el Inmueble (IUSI)
Tendencia a inundaciones	No
Descripción general del terreno	10% de inclinación con terraplenes
Mejoras necesarias	No
Movimientos de suelos	No
Edificios existentes	Seis edificios con un área total aproximada de 5 mil metros cuadrados, que no incluyen el área del proyecto, pero que comprenden áreas de servicios, áreas administrativas, laboratorio de control de calidad, etc.

D. Estudio de distintos métodos de proceso.

Los procesos analizados en este estudio son todos aquéllos sobre los cuales se encontró material bibliográfico suficiente para ser documentados, que justifican su detalle por usar carbón como materia prima para obtener ácido húmico. Todos éstos se diferencian unos de otros por la teoría que los sustentan. Dichos procesos son:

1. Oxidación de carbón en lecho fluidificado en dos etapas.
2. Oxidación de carbón en lecho fluidificado en una etapa.
3. Oxidación de carbón en solución acuosa con pH neutro.
4. Oxidación bacteriológica de carbón.
5. Oxidación de carbón en celda electrolítica.
6. Oxidación de carbón con ácido nítrico.

De los métodos mencionados en la literatura, sólo dos no fueron sujetos de análisis: en primer lugar la oxidación de carbón en medio ácido por ser de la misma naturaleza que la oxidación de carbón con ácido nítrico. Y en segundo lugar, la oxidación de carbón con pH alcalino porque los métodos encontrados usaban materia previamente oxidada (Leonarditas) para el proceso, y por lo tanto, su aplicación al proceso no garantizaba mejoras al proceso.

Para dar más claridad al desarrollo de los resultados, cada uno de estos procesos están documentados en el apéndice, tal como se enumera a continuación:

Apéndice E.1: Oxidación de carbón en lecho fluidificado en dos etapas.

Apéndice E.2: Oxidación de carbón en lecho fluidificado en una etapa.

Apéndice E.3: Oxidación de carbón en solución acuosa con pH neutro.

Apéndice E.4: Oxidación bacteriológica de carbón.

Apéndice E.5: Oxidación de carbón en celda electrolítica.

Apéndice E.6: Oxidación de carbón con ácido nítrico.

Para cada uno de éstos, se documentaron la cinética de la reacción, los rendimientos teóricos, las concentraciones iniciales de materia prima a utilizar, el calendario de operación en días por año, la capacidad de producción diaria de la planta, los períodos y las condiciones óptimas. Se documentaron los cambios que debe tener la materia prima hasta llegar a su presentación final en el proceso; se enumeraron las operaciones necesarias; se documentaron las condiciones en que se realiza cada operación; se determinaron el equipo a utilizar, los coeficientes de pérdida por equipo; se documentó si el proceso era continuo o por lotes.

También, se desarrollaron diagramas de flujo de cada proceso y se detallaron los balances de masa por equipo. Se hizo, para cada proceso, un balance de energía para el reactor asumiendo que son sistemas cerrados de una mezcla ideal que cumple con la regla de Lewis y Randall, en donde las desviaciones del comportamiento de la ley de gases ideales pueden ser corregidas por una variable, la fugacidad específica del sistema (sumatoria de las fugacidades específicas de cada componente por su fracción molar), cuando las condiciones iniciales de presión y temperatura son 1 atmósfera y 25 °C. Se hizo un listado del equipo requerido por el proceso y su capacidad requerida y se cotejó con el equipo disponible de la empresa. Se obtuvieron los costos del equipo inicial y se determinó la vida media por equipo y si eran o no equipos de diseño especial. Se hizo una estimación de tiempo de desarrollo del proyecto y se listaron los controles necesarios por equipo.

Como parte del análisis de la consistencia del proceso con el entorno empresarial, se comparó cada proceso con la disponibilidad tecnológica, la materia prima compartida con otros procesos o preferida por la empresa, la consistencia del proceso con la política empresarial y la consistencia del mismo con los objetivos generales de la empresa.

Por último, se documentaron la disponibilidad, la cantidad, la calidad y el costo de la materia prima que se utilizará, y se hizo una hoja de datos de seguridad de materiales de los procesos. Se determinó el número de proveedores de materia prima existentes y la producción local de la misma. También, se evaluó la simplicidad de la materia prima en términos de su procesamiento requerido, problemas de manejo y de acceso, y la cantidad, el valor, el mercado y la forma de deshecho de los subproductos.

Se determinó si era necesario el pago de regalías por patentes o si la tecnología estaba disponible para el público en general. Se presenta, al final de dicha documentación, la estimación de costos de producción calculada por medio de índices de costos de producción en función de los costos de la materia prima, del consumo de energía según la capacidad requerida de los motores y el consumo calorífico, y el costo de depreciación del mismo, basado en el costo total del equipo junto con un cuadro de apreciación sobre la flexibilidad del proceso y sus dificultades técnicas.

E. Comparación no financiera de los procesos.

Los factores usados para la comparación de procesos fueron evaluados por la gerencia de la empresa para que respondieran a las políticas de las mismas. Se les otorgó un peso de ponderación y se determinó el criterio de ponderación. La tabla de ponderación se presenta a continuación:

Tabla 4

Documentación de la forma de comparación por ponderación de los procesos

Factor	Peso	Forma de evaluación	Forma de comparación
Factores técnicos			
Flexibilidad de proceso	4	Conteo de puntos a favor y en contra / total de puntos.	A
Operación continua	4	Sí =10, No = 0	
Controles especiales	4	Se numerara el número de instrumentos de control que no sean presión, temperatura o flujos de proceso.	A
Rendimientos comerciales	5	El valor teórico: Kg de producto / Kg de materia prima.	B
Dificultades técnicas	5	Conteo de dificultades listadas.	A
Requerimientos de energía	4	W requeridos.	A
Requerimientos auxiliares	0	No se consideró que fuera un factor importante.	
Desarrollo futuro	0	Está contemplado en la flexibilidad de proceso.	
Peligro (seguridad y salud)	4	Un punto por peligro listado.	A
Tiempos de operación	4	El valor teórico (minutos).	A
Tasa de producción	5	El valor teórico: Kg producto/(tiempo/lote)	B
Materia prima			
Disponibilidad		Promedio entre el valor encontrado para la disponibilidad local y el número de proveedores.	
Local	5	Promedio de proveedores por producto.	B
Número de proveedores	3	Promedio de proveedores por producto.	B
Simplicidad	5	Procesamiento: 3= ninguno, 2= medio, 1= otro Manejo: 3= fácil, 2= medio, 1= difícil Acceso: 3= establecido, 2= ilimitado, 1= posible, 0= otro La suma de todos estos datos para toda la materia prima se divide dentro del número de materiales considerados.	B
Almacenamiento requerido	0	Considerado en la segunda ponderación.	
Problemas manejo material	0	Esta contemplada en peligros de seguridad.	
Deshechos			

Factor	Peso	Forma de evaluación	Forma de comparación
Cantidad producida	3	Sumatoria de los kilogramos.	A
Forma de deshecho	3	Un punto si no tiene costo; 0 si tiene un costo/promediado	B
Factor	Peso	Forma de evaluación	Forma de comparación
		para el numero de deshechos.	
Aspectos ambientales	0	Está contemplada en los dos factores anteriores.	

Subproductos	Peso	Forma de evaluación	Forma de comparación
Cantidad producida	4	Sumatoria de los kilogramos.	B
Valor comercial	4	Suma del precio del producto por los Kg. producidos (Q).	B
Mercados potenciales	4	Tres puntos por cada mercado conocido y posible; un punto por mercados conocidos.	B
Usos potenciales	0	Está contemplado en mercados.	
Aspectos ambientales	0	Está contemplado en mercados.	
Equipo			
Disponibilidad	5	Relación entre equipos disponibles y el total.	B
Material de construcción	0	Incluido en el costo inicial.	
Costo inicial	5	Sumatoria del costo de equipo no disponible (Q).	A
Costo de mantenimiento	0	Incluido en la segunda ponderación.	
Costo de instalación	0	Incluido en la segunda ponderación.	
Requerimientos de reemplazo	3	Valor de la vida media de la planta.	B
Diseños especiales	4	Relación entre equipo que no necesita diseño especial y el total.	B
Ubicación de la planta			
Área necesaria	0	Es la misma para todos los procesos.	
Infraestructura de transporte	0	Es la misma para todos los procesos.	
Proximidad a mercados	0	Es la misma para todos los procesos.	
Proximidad a materia prima	0	Es la misma para todos los procesos.	
Servicios disponibles	0	Es la misma para todos los procesos.	
Servicios energía disponibles	0	Es la misma para todos los procesos.	
Mano de obra disponible	0	Es la misma para todos los procesos.	
Clima	0	Es la misma para todos los procesos.	
Restricción legal / impuestos	0	Es la misma para todos los procesos.	
Costos			
Materia prima	5	Sumatoria de los calculados en el análisis (Q).	A
De energía	5	El calculado en el análisis (Q).	A
Depreciación	3	El calculado en el análisis (Q).	A
Otras cargas fijas	0	Incluido en el cálculo de costos operativos.	

Subproductos	Peso	Forma de evaluación	Forma de comparación
Gastos generales	0	Incluido en el cálculo de costos operativos.	
Mano de obra especializada	0	Incluido en el cálculo de costos operativos.	
Plusvalía de la propiedad	0	Es la misma para todos los procesos.	
Subproductos	Peso	Forma de evaluación	Forma de comparación
Derechos de patentes	3	Sí =0, No =10	
Costos			
Controles ambientales	0	Incluidos en el factor de seguridad.	
Costo de capital	0		
Subproductos	Peso	Forma de evaluación	Forma de comparación
Fijo	0	Incluido en el costo del equipo.	
Operativo	4	El presentado en el análisis del proceso (Q).	A
Ganancia neta prevista	5	Se evaluará en la segunda ponderación.	
Punto de equilibrio de ventas	5	Se evaluará en la segunda ponderación.	
Retorno de inversión	0	Se evaluará en la segunda ponderación.	
Simple	0	Se evaluará en la segunda ponderación.	
Con ganancias mínimas	0	Se evaluará en la segunda ponderación.	
Flujo de caja de descuento	0	Se evaluará en la segunda ponderación.	
Valor presente neto	0	Se evaluará en la segunda ponderación.	
Período de pago	0	Se evaluará en la segunda ponderación.	
Tempo			
Fecha límite de entrega	5	La establecida en el análisis (meses).	A
Requerimientos de desarrollo	0	Es la misma para todos los procesos.	
Fecha límite de mercado	0	No existe por no haber competencia local	
Valor tiempo de la moneda	0	Incluido en el análisis financiero	
Consideraciones de proceso			
Disponibilidad tecnológica	5	Un punto por cada Sí.	B
Materia prima compartida con otros procesos	3	El producto de la multiplicación de las tres preguntas	B
Consistencia de proceso con política empresarial	5	Un punto por cada Sí.	B
Objetivos generales de la compañía	5	Un punto por cada Sí.	B

La forma de comparación designada con las letras A y B es del valor máximo para cada grupo. Al aplicar la forma A, el valor máximo refleja un valor indeseable; la B, refleja un valor máximo deseable:

$$A = (1 - \text{valor} / \text{valor máximo}) \times 10$$

$$B = (\text{valor} / \text{valor máximo}) \times 10$$

Se obtuvieron los valores numéricos según se describió en la tabla anterior, obteniéndose los siguientes resultados:

Tabla 5
Valores base para la evaluación ponderada de procesos

No.	Factor a comparar	Fluid. 1	Fluid. 2	Acuoso	Bact.	Electroq.	Nítricp
1	Factores técnicos						
1.1	Flexibilidad del proceso	6	6	6	-5	3	-1
1.2	Operación continua	10	10	10	0	0	0
1.3	Controles especiales	1	1	2	2	6	3
1.4	Rendimientos comerciales (% (p/p))	68	75	50	95	86	64
1.5	Dificultades técnicas	1	1	0	3	4	3
1.6	Requerimientos de energía (W)	113.44	101.50	175.14	847.81	247.94	203.00
1.7	Peligros de seguridad y salud	5	5	5	11	6	7
2	Tiempo de operación (min)	90	480	60	2880	250	360
2	Tasa de producción (Kg/min)	4.44	0.83	6.67	0.14	1.60	1.11
2	Materia prima						
2.10	Disponibilidad	2.25	2.25	3.17	1.67	3.33	2.00
2.1.1	Local	1.50	1.50	2.67	1.67	3.67	2.00
2.1.2	No. de distribuidores	3.00	3.00	3.67	1.67	3.00	2.00
2.20	Simplicidad	7.67	7.67	7.63	6.71	6.50	7.00
3	Deshechos						
3.1	Cantidad producida (Kg)	423	350	1530	58	420	1425
3.2	Forma de deshecho	0.50	0.50	0.50	0.75	0.50	0
4	Subproductos						
4.1	Cantidad producida (Kg)	72	45	30	0	52	0
4.2	Valor (Q)	19,131	12,664	8,000	0	146	0
4.3	Mercados potenciales	4	4	4	0	1	0
5	Equipo						
5.1	Disponibilidad	0.27	0.38	0.50	0.45	0.45	0.50
5.2	Costo inicial (Q)	592000	1604000	87200	680880	319600	96000
5.3	Requerimientos de reemplazo	12	12	12	12	12	5
5.4	Diseños especiales	0.82	0.88	0.80	0.64	0.91	0.90
6	Costos						
6.1	De materia prima (Q)	3060.00	2388.00	6529.00	29719.00	4862.60	9360.88
6.2	De energía (Q)	100.02	88.21	132.26	665.60	201.21	164.99
6.3	De depreciación (Q)	87200	190000	82000	109000	105000	300000
6.4	De derechos de patentes	0	0	0	10	0	0
6.5	Operativo (Q)	12000000	1480834	3000000	10000000	38000000	9270954
7	Tiempo						
7.1	De desarrollo del proyecto (meses)	7.50	6.50	5.25	5.75	9.50	5.50
8	Consideraciones de proceso						
8.1	Disponibilidad tecnológica	3	3	4	1	2	4
8.2	Materia prima compartida o preferente	0	0	0.50	0.01	1.00	0.44
8.3	Consistencia proceso/política empresarial	1	1	2	1	0	2
8.4	Consistencia con objetivos de la	1	1	1	0	0	1
	TOTAL						

Luego, se nivelaron los valores obtenidos de las formas de comparación A y B designadas a cada factor obteniendo.

Tabla 6
Valores nivelados para la evaluación ponderada de procesos (ponderación simple)

No.	Factor a comparar	Lecho (etapa 2)	Lecho (etapa 1)	Acuosa	Bacteriológica	Electroquímica	Nítrica
1	Factores técnicos	8.16	7.51	8.35	2.15	4.39	4.39
1.1	Flexibilidad del proceso	10	10	10	0	7.27	3.64
1.2	Operación continua	10	10	10	0	0	0
1.3	Controles especiales	8.33	8.33	6.67	6.67	0	5
1.4	Rendimientos comerciales	7.16	7.89	5.27	10	9.05	6.74
1.5	Dificultades técnicas	7.5	7.5	10	2.5	0	2.5
1.6	Requerimientos de energía	8.66	8.80	7.93	0	7.08	7.61
1.7	Peligros de seguridad y salud	5.45	5.45	5.45	0	4.55	3.64
1.8	Tiempo de operación	9.69	8.33	9.79	0	9.13	8.75
1.9	Tasa de producción	6.67	1.25	9.99	0.21	2.40	1.67
2	Materia prima	6.12	9.99	9.97	5.37	8.24	8.57
2.1	Disponibilidad	2.25	10	10	2	8	8
2.1.1	Local	1.5	10	10	2	8	8
2.1.2	No. de distribuidores	3	10	10	2	8	8
2.2	Simplicidad	9.99	9.99	9.95	8.75	8.48	9.13
3	Deshechos	6.95	7.19	3.33	9.81	6.96	0.34
3.1	Cantidad producida	7.24	7.71	0	9.62	7.25	0.67
3.2	Forma de deshecho	6.67	6.67	6.67	10	6.67	0
4	Subproductos	10	7.62	6.12	0	3.27	0
4.1	Cantidad producida	10	6.25	4.17	0	7.22	0
4.2	Valor	10	6.62	4.18	0	0.08	0
4.3	Mercados potenciales	10	10	10	0	2.5	0
5	Equipo	7.69	6.78	9.56	7.96	9.27	8.37
5.1	Disponibilidad	5.45	7.5	10	9.09	9.09	10
5.2	Costo inicial	6.31	0	9.46	5.76	8.01	9.40
5.3	Requerimientos de reemplazo	10	10	10	10	10	4.17
5.4	Diseños especiales	8.99	9.62	8.80	6.99	9.99	9.89
6	Costos	4.67	4.55	5.33	2.52	3.02	0.22
6.1	De materia prima	8.97	9.20	7.80	0	8.36	6.85
6.2	De energía	8.50	8.67	8.01	0	6.98	7.52
6.3	De depreciación	7.09	3.67	7.27	6.37	6.5	0
6.4	De derechos de patentes	10	10	10	0	10	10
6.5	Operativo	6.71	9.61	9.17	6.22	0	7.54
7	Tiempo	4.21	6.32	8.95	7.89	0	8.42
7.1	De desarrollo del proyecto	4.21	6.32	8.95	7.89	0	8.42
8	Consideraciones de proceso	5.62	5.62	10	1.94	6.25	9.72
8.1	Disponibilidad tecnológica	7.5	7.5	10	2.5	5	10
8.2	Materia prima compartida o preferente	0	0	10	0.28	20	8.89
8.3	Consistencia del proceso con la política empresarial	5	5	10	5	0	10
8.4	Consistencia con objetivos de la compañía	10	10	10	0	0	10
	TOTAL	53.89	53.83	57.99	32.28	44.42	31.84

Los factores de comparación obtenidos fueron promediados por cada categoría y sumados para obtener el puntaje que se muestra al final de la tabla. Ésta es la primera forma de comparar los resultados, pero no refleja las políticas de la empresa. La ponderación con los pesos otorgados por la gerencia de la empresa dio el siguiente resultado:

Tabla 7
Ponderación de los procesos por factores

No.	Factor a comparar	Lecho (etapa 2)	Lecho (etapa 1)	Acuosa	Bacteriológica	Electroquímica	Nítrica
1	Factores técnicos	35.02	31.88	36.18	10.02	18.81	18.78
1.1	Flexibilidad del proceso	40	40	40	0	29.09	14.55
1.2	Operación continua	40	40	40	0	0	0
1.3	Controles especiales	33.33	33.33	26.67	26.67	0	20
1.4	Rendimientos comerciales	35.78	39.47	26.32	50	45.26	33.68
1.5	Dificultades técnicas	37.5	37.5	50	12.5	0	12.5
1.6	Requerimientos de energía	34.65	35.21	31.74	0	28.30	30.42
1.7	Peligros de seguridad y salud	21.82	21.82	21.82	0	18.18	14.55
1.8	Tiempo de operación	38.75	33.33	39.17	0	36.53	35
1.9	Tasa de producción	33.33	6.25	49.99	1.041	11.99	8.33
2	Materia prima	29.12	44.99	44.86	25.87	37.20	38.83
2.1	Disponibilidad	8.25	40	40	8	32	32
2.1.1	Local	7.5	50	50	10	40	40
2.1.2	No. de distribuidores	9	30	30	6	24	24
2.2	Simplicidad	49.99	49.99	49.73	43.75	42.39	45.65
3	Deshechos	20.85	21.57	10	29.43	20.88	1.03
3.1	Cantidad producida	21.71	23.14	0	28.86	21.76	2.06
3.2	Forma de deshecho	20	20	20	30	20	0
4	Subproductos	40	30.49	24.46	0	13.06	0
4.1	Cantidad producida	40	25	16.67	0	28.89	0
4.2	Valor	40	26.48	16.73	0	0.30	0
4.3	Mercados potenciales	40	40	40	0	10	0
5	Equipo	31.20	26.50	40.62	33.06	38.87	37.28
5.1	Disponibilidad	27.27	37.5	50	45.45	45.45	50
5.2	Costo inicial	31.55	0	47.28	28.78	40.04	47.01
5.3	Requerimientos de reemplazo	30	30	30	30	30	12.5
5.4	Diseños especiales	35.99	38.50	35.20	27.99	39.99	39.60
6	Costos	15.15	15.36	17.90	8.79	8.51	12.70
6.1	De materia prima	44.85	45.98	39.01	0	41.82	34.25
6.2	De energía	42.49	43.37	40.06	0	34.89	37.61
6.3	De depreciación	21.28	11	21.8	19.1	19.5	0
6.4	De derechos de patentes	30	30	30	0	30	30
6.5	Operativo	26.85	38.43	36.67	24.86	0	30.16
7	Tiempo	21.05	31.58	44.74	39.471	0	42.11
7.1	De desarrollo del proyecto	21.05	31.58	44.74	39.47	0	42.11
8	Consideraciones de proceso		28.125	45	9.58	21.25	44.17

No.	Factor a comparar	Lecho (etapa 2)	Lecho (etapa 1)	Acuosa	Bacteriológica	Electroquímica	Nítrica
8.1	Disponibilidad tecnológica	37.5	37.5	50	12.5	25	50
8.2	Materia prima compartida referente	0	0	30	0.83	60	26.67
8.3	Consistencia con la política empresarial	25	25	50	25	0	50
8.4	Consistencia con objetivos de la	50	50	50	0	0	50
	TOTAL	199.45	198.93	219.04	116.76	158.60	152.78

Por otro lado, y para considerar distintos criterios, la gerencia determinó una forma de ponderación por categorías que se resume así:

Tabla 8

Peso de ponderación por categoría de evaluación de procesos

Categoría	Ponderación
Ponderación a los factores técnicos	5
Ponderación a los factores de materia prima	7
Ponderación a los factores de desechos	3
Ponderación a los factores de subproductos	3
Ponderación a los factores de equipo	9
Ponderación a los factores de costos	7
Ponderación a los factores de tiempo	7
Ponderación a las consideraciones de proceso	7

De esta ponderación, se obtuvo la siguiente tabla:

Tabla 9

Ponderación de los procesos por categorías

No.	Factor a comparar	Lecho (etapa 2)	Lecho (etapa 1)	Acuosa	Bacteriológica	Electroquímica	Nítrica
1	Factores técnicos	40.81	37.54	41.73	10.76	21.93	21.96
1.1	Flexibilidad del proceso	10	10	10	0	7.27	3.64
1.2	Operación continua	10	10	10	0	0	0
1.3	Controles especiales	8.33	8.33	6.67	6.67	0	5
1.4	Rendimientos comerciales	7.16	7.89	5.26	10	9.05	6.74
1.5	Dificultades técnicas	7.5	7.5	10	2.5	0	2.5
1.6	Requerimientos de energía	8.66	8.80	7.93	0	7.08	7.61
1.7	Peligros de seg/salud	5.45	5.45	5.45	0	4.55	3.64
1.8	Tiempo de operación	9.69	8.33	9.79	0	9.13	8.75
1.9	Tasa de producción	6.67	1.25	9.99	0.21	2.40	1.67
2	Materia prima	42.87	69.99	69.81	37.62	57.67	59.96
2.1	Disponibilidad	2.25	10	10	2	8	8
2.1.1	Local	1.5	10	10	2	8	8
2.1.2	No. de distribuidores	3	10	10	2	8	8
2.2	Simplicidad	9.99	9.99	9.95	8.75	8.48	9.13
3	Desechos	20.85	21.57	10	29.43	20.88	1.03
3.1	Cantidad producida	7.24	7.71	0	9.62	7.25	0.69
3.2	Forma de deshecho	6.67	6.67	6.67	10	6.67	0
4	Subproductos	30	22.87	18.35	0	9.80	0
4.1	Cantidad producida	10	6.25	4.17	0	7.22	0
4.2	Valor	10	6.62	4.18	0	0.08	0

No.	Factor a comparar	Lecho (etapa 2)	Lecho (etapa 1)	Acuosa	Bacteriológica	Electroquímica	Nítrica
4.3	Mercados potenciales	10	10	10	0	2.5	0
5	Equipo	69.22	61.03	86.08	71.65	83.47	75.30
5.1	Disponibilidad	5.45	7.5	10	9.09	9.09	10
5.2	Costo inicial	6.31	0	9.46	5.76	8.01	9.40
5.3	Requerimientos de reemplazo	10	10	10	10	10	4.17
5.4	Diseños especiales	8.99	9.62	8.80	6.99	9.99	9.89
6	Costos	32.67	31.85	37.30	17.62	21.16	25.50
6.1	De materia prima	8.97	9.20	7.80	0	8.36	6.85
6.2	De energía	8.50	8.67	8.01	0	6.98	7.52
6.3	De depreciación	7.09	3.67	7.27	6.37	6.5	0
6.4	De derechos de patentes	10	10	10	0	10	10
6.5	Operativo	6.71	9.61	9.17	6.22	0	7.54
7	Tiempo	29.47	44.21	62.63	55.26	0	58.95
7.1	De desarrollo del proyecto	4.21	6.32	8.95	7.89	0	8.42
8	Consideraciones de proceso	39.375	39.38	70	13.61	43.75	68.06
8.1	Disponibilidad tecnológica	7.50	7.50	10	2.50	5	10
8.2	Materia prima compartida o preferente	0	0	10	0.28	20	8.89
8.3	Consistencia del proceso con la política	5	5	10	5	0	10
8.4	Consistencia con los objetivos generales de	10	10	10	0	0	10
	TOTAL	248.79	271.04	343.32	206.97	226.38	284.73

Por último, se comparó el efecto de los factores a evaluar por categorías al utilizar ambas ponderaciones en un mismo cálculo obteniendo la siguiente y última comparación de procesos:

Tabla 10
Ponderación de los procesos por factores y categorías

No.	Factor a comparar	Lecho (etapa 2)	Lecho (etapa 1)	Acuosa	Bacteriológica	Electroquímica	Nítrica
1	Factores técnicos	175.10	159.40	180.95	50.12	94.09	93.91
1.1	Flexibilidad del proceso	40	40	40	0	29.09	14.55
1.2	Operación continua	40	40	40	0	0	0
1.3	Controles especiales	33.33	33.33	26.67	26.67	0	20
1.4	Rendimientos comerciales	35.79	39.47	26.32	50	45.26	33.68
1.5	Dificultades técnicas	37.5	37.5	50	12.5	0	12.5
1.6	Requerimientos de energía	34.65	35.21	31.74	0	28.30	30.42
1.7	Peligros de seg/salud	21.82	21.82	21.82	0	18.18	14.55
1.8	Tiempo de operación	38.75	33.33	39.17	0	36.53	35
1.9	Tasa de producción	33.33	6.25	49.99	1.04	11.99	8.33
2	Materia prima	203.87	314.99	314.05	181.12	260.37	271.78
2.1	Disponibilidad	8.25	40	40	8	32	32
2.1.1	Local	7.5	50	50	10	40	40
2.1.2	No. de distribuidores	9	30	30	6	24	24
2.2	Simplicidad	49.99	49.99	49.73	43.75	42.39	45.65
3	Deshechos	62.56	64.71	30	88.29	62.65	3.09
3.1	Cantidad producida	21.71	23.14	0	28.86	21.77	2.06

Forma de deshecho		20	20	20	30	20	0
No.	Factor a comparar	Lecho (etapa 2)	Lecho (etapa 1)	Acuosa	Bacteriológica	Electroquímica	Nítrica
3.2							
4	Subproductos	120	91.48	73.39	0	39.19	0
4.1	Cantidad producida	40	25	16.67	0	28.89	0
4.2	Valor	40	26.48	16.73	0	0.30	0
4.3	Mercados potenciales	40	40	40	0	10	0
5	Equipo	280.84	238.50	365.58	297.52	349.86	335.49
5.1	Disponibilidad	27.27	37.5	50	45.45	45.45	50
5.2	Costo inicial	31.55	0	47.28	28.78	40.04	47.01
5.3	Requerimientos de reemplazo	30	30	30	30	30	12.5
5.4	Diseños especiales	35.99	38.50	35.20	27.99	39.99	39.60
6	Costos	106.07	107.55	125.33	61.55	59.59	88.92
6.1	De materia prima	44.85	45.98	39.02	0	41.82	34.25
6.2	De energía	42.49	43.37	40.06	0	34.89	37.61
6.3	De depreciación	21.28	11	21.8	19.1	19.5	0
6.4	De derechos de patentes	30	30	30	0	30	30
6.5	Operativo	26.85	38.43	36.67	24.86	0	30.16
7	Tiempo	147.37	221.05	313.16	276.32	0	294.74
7.1	De desarrollo del proyecto	21.05	31.58	44.74	39.47	0	42.11
8	Consideraciones de proceso	196.88	196.88	315	67.08	148.75	309.17
8.1	Disponibilidad tecnológica	37.5	37.5	50	12.5	25	50
8.2	Materia prima compartida o preferente	0	0	30	0.83	60	26.67
8.3	Consistencia del proceso con la política	25	25	50	25	0	50
8.4	Consistencia con objetivos de la	50	50	50	0	0	50
	TOTAL	1066.26	1161.92	1497.24	911.95	900.71	1281.31

Los resultados de la ponderación de los procesos que se siguieron para la elección de los métodos finalistas, se resumen a continuación:

Tabla 11
Comparación de los resultados de ponderación de procesos

Tipo de comparación	Lugar alcanzado en la ponderación					
	1°.	2°.	3°.	4°.	5°.	6°.
Simple	Acuoso 57.99	Lecho 2 53.89	Lecho 1 53.83	Celda 44.42	Bacter 32.38	Ácido 31.84
Por factores	Acuoso 219.04	Lecho 2 199.48	Lecho 1 198.93	Celda 158.60	Ácido 152.78	Bacter 116.76
Por categorías	Acuoso 343.32	Ácido 284.73	Lecho 1 271.04	Lecho 2 248.79	Celda 226.38	Bacter 206.97
Por factores y categorías	Acuoso 1497.24	Ácido 1281.31	Lecho 1 1161.92	Lecho 2 1066.26	Bacter 911.95	Celda 900.71

A partir de las tablas de comparación de diseños, se determinó que los dos métodos de oxidación de carbono por lecho fluidificado y por oxidación acuosa son los que presentan, de los métodos analizados, las mayores ventajas. El método de oxidación por ácido nítrico es el único de los otros tres métodos que logró colocarse dentro de las tres primeras posiciones en dos de las ponderaciones. Sin embargo, este método también obtuvo las últimas posiciones en los otros dos métodos de ponderación, por lo que no se tomará en cuenta para el análisis financiero.

Estos procesos fueron elegidos debido a que no necesitan reactivos tóxicos, la materia prima utilizada es de costo relativamente bajo, los porcentajes de rendimiento son (con excepción del método de oxidación bacteriológica y la celda electrolítica) similares para todos los procesos, no requieren de equipos resistentes a la corrosión ni atmósferas inertes, no requieren de materia prima cuya procedencia sea limitada o esté patentada, pueden realizarse en forma continua, no presentan problemas de manejo de material ni problemas técnicos o personal calificado para su operación.

Los procesos elegidos, además, tienen tiempos cortos de reacción y requieren de pocos reactivos sin necesitar grandes unidades de almacenamiento, no producen desechos tóxicos y sus subproductos se pueden comercializar. Como en el análisis previo, se tomaron en cuenta dos procesos de lecho fluidificado por separado, un proceso en una etapa y el otro en dos etapas. En adelante, ambos serán considerados un solo tipo de proceso, siendo uno, una optimización del otro, y será comparado el proceso de oxidación acuosa con el proceso de oxidación en lecho fluidificado en una etapa. Si el segundo resulta ser el proceso óptimo, se considerará la utilización de un segundo reactor en su diseño.

F. Detalle del diseño preliminar para los procesos finalistas.

1. Proceso de oxidación de carbón en lecho fluidificado.

- a. Reacciones involucradas: ver el apéndice E.2
- b. Cinética de las reacciones: ver el apéndice E.2
- c. Equilibrio: ver el apéndice E.2
- d. Rendimientos: ácido húmico: 80-70%
- e. Períodos necesarios: 180-480 minutos
- f. Condiciones óptimas:
 - 1) Temperatura: 200° C
 - 2) Presión: 1.1 - 5 atmósferas
 - 3) Fase: sólido-gas
- g. Concentraciones iniciales de materia prima:

- 1) Carbón: puro
2) Aire: puro
- h. Cambios necesarios en la materia prima: ver el apéndice E.2
- i. Número de operaciones de proceso: 4
- j. Condiciones de cada operación y equipo necesario para cada operación de proceso: ver el apéndice E.2
- k. Coeficientes de pérdida por equipo: ver el apéndice F, tabla CXLIX, donde se definen los coeficientes de pérdida por equipo.
- l. Calendario de operación: 300 días/año y días de 8 horas.
- 1) Estimación de tiempo de paro por mantenimiento e imprevistos: 30 días / año.
2) Estimación de calendario de operación con tiempo de paro: 270 días / año.
- m. Capacidad de producción de la planta: el balance de masa se hizo considerando la unidad diaria (en kilogramos de ácido húmico) de producción. Tomando como base que la planta extractora para la que se hace el estudio pretende procesar 300 toneladas de carbón (que asumen tendrá una concentración de ácido húmico del 40%(p/p)) y cuentan con un proceso de extracción 90% efectivo. Para dar una producción de 900,000 litros anuales de ácido húmico al 12% (p/p). Aproximando la densidad de la solución a la unidad, tenemos:

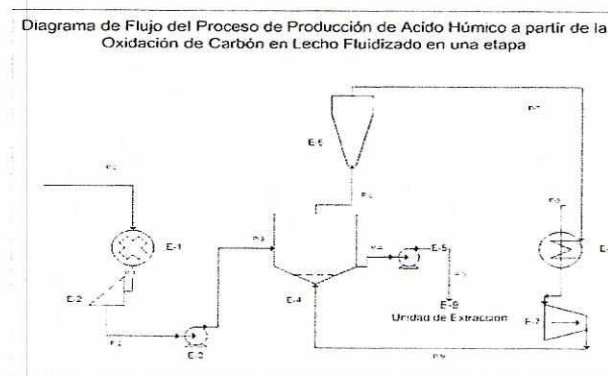
$$\frac{300,000\text{Kg. carbón} \times 40\text{Kg AH}}{1 \text{ año} \quad \text{Kg. carbón}} = 120,000\text{Kg AH/año}$$

Teniendo como base un año de 300 días laborales, se tiene una producción diaria de:

$$\frac{120,000\text{Kg AH} \times 1 \text{ año}}{1 \text{ año} \quad 270 \text{ días}} = 444.44\text{Kg AH/día}$$

- n. Tipo de proceso: puede ser un proceso continuo o por lotes.

Diagrama 1



ñ Cálculo del número de ciclos de operación por día laboral: Tomando ocho horas diarias como base para el período de operación,

$$\begin{aligned} \text{Ciclos diarios de operación} &= 8 \text{ horas laborales} / 180 \text{ minutos} / 60 \text{ minutos / hora} \\ &= 2.67 \approx 3 \text{ ciclos / día} \end{aligned}$$

O. Balance de energía del reactor: siendo la base de operación el proceso menos efectivo de los ejemplificados por la literatura para un tiempo de operación de 180 minutos:

- 1). Temperatura de referencia: 0° K
- 2). Presión de referencia: 1 atmósfera, 101,325 N/m²
- 3). Presión de operación: 1.1 atmósfera, 111,45.5 N/m²

Tabla 12

Balance de energía para un reactor tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón

Cp (J/Kg(°K))	ΔT (K)	Q (J)	N	ΔP N/m ²	W (J)	U (J)
921	175	33617460	17	1.1	2407	33619868

Tabla 13

Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón por lecho fluidificado en una etapa para tres ciclos al día de tres horas cada uno y una producción diaria de 444 Kg/día

Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión. Atmosferas	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	MP/P/S	Compuesto	Concentración	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia %	Pérdida %
E	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a	M	Carbón		219	215		2
E	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a	M	Carbón		215	211		2
E	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a	M	Carbón		211	209		1
E	Reactor	Lecho	1	s/g	1.1	200	18	M	Carbón		209			0
								M	Aire/O ₂		616			0
								P	Residuo			64		0
								P	Ácido			166	80	0
								S	CO/CO ₂	10.5		64		0
								S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ ,S			461		0
								S	Ácido	8		17		0
E	Transportador			s				P	Residuo		64	63		1
								P	Ácido		165	163		1
								S	Ácido		17	16.		1
E	Ciclón		1	s/g				S	CO/CO ₂		64	64		0

Equipo	Tipo	Etapa	g/l/s	Presión. Atmosferas	Temperatura (°C)	pH	Tiempo	MPP/S	Compuesto	Concentración	Ingresos Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia %	Pérdida %
								S	N ₂ , O ₂ , H ₂ , S		461	461		0
								P	Ácido	1%	1.5	1.4		3
								S	Ácido	1%	0	0		3
								S	Residuo	1%	0	0		3
E	Compresor	1	g	1-1.5				M	Aire/O ₂		616	616		0
E	Unidad							P	Ácido		164	148		10
								S	Ácido		17			0
								S	Residuo		63			0

p. Cálculo de la capacidad requerida de equipo a utilizar y unidades de almacenamiento: Capacidad requerida para el reactor: Considerando el peso de la materia a procesar y un área de un metro cuadrado, se determinó el gradiente de presión en el lecho.

Tabla 14
Determinación de la presión de operación

Peso Lecho (Kg)	Área transv. (m ²)	ΔP a través del lecho (N/m ²)	Altura carbón en reposo (m)
246.92	1	2422.254316	0.31

Partiendo de este valor, con las propiedades específicas del carbón (porosidad del lecho en reposo, diámetro de la partícula, esfericidad de la partícula) y las propiedades del medio de fluidización (viscosidad y densidad del aire), se determinaron las velocidades de fluidización incipiente, la velocidad límite de la partícula (velocidad máxima del gas antes de que las partículas de sólido sean acarreadas por el mismo), la altura incipiente del lecho y la altura máxima de operación, así como se observa en la siguiente tabla:

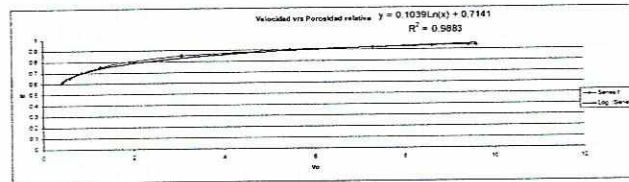
Tabla 15
Cálculo de condiciones de operación de lecho fluidificado para el sistema carbón-aire

ϵ_m	ρ_p (Kg/m ³)	ρ_g (Kg/m ³)	Φ_s	Dp (m)	μ	V _{OM} (m/s)	u _t (m/s)	V/u	L _v (m)	ϵ	Lu (m)	Lreactor (m)
0.695	664.813	0.00058	0.73	1E-04	2.5E-05	0.0104	0.1	10.367	1	0.930	5.268	7.73
0.695	664.813	0.00386	0.73	1E-04	2.5E-05	0.0104	0.1	10.367	1.217	0.930	5.268	7.73
0.605	664.813	0.00058	0.65	0.001	2.5E-05	0.4203	9.6	22.859	0.940	0.936	5.803	8.51
0.605	664.813	0.00386	0.65	0.001	2.5E-05	0.4203	9.6	22.859	0.940	0.923	4.823	7.07

Se graficó la velocidad de operación del sistema en función de la porosidad del lecho, tal como se muestra a continuación:

Gráfica IX

Curva comparativa entre la velocidad de operación y la porosidad del lecho para partículas de 100 μm de diámetro y 1mm



Con la relación de la curva porosidad de lecho contra la velocidad de partícula, se procedió a calcular la altura de operación del lecho fluidificado cuando éste opera al 75% de su velocidad límite de partícula. Los resultados se observan en la tabla siguiente:

Tabla 16

Cálculo de la altura del lecho

al 75 por ciento de su velocidad límite de operación: 9.6 m/s

u op (m/s)	ε op	Lop (m)
7.2066	0.919	4.6025

A esta altura, se le designó un factor de seguridad del 10%, y se dimensionó suponiendo una operación del 75% de la capacidad del reactor, obteniéndose así las dimensiones del reactor:

$$6.75\text{m} \times 1\text{m}^2$$

Cálculo de la capacidad del compresor:

$$u_{op} = 7.21 \text{ m/s}$$

Bajo esas condiciones, la porosidad del lecho (calculada por medio de la gráfica de porosidad del lecho en función de la velocidad de operación) es 0.9193 y la altura de operación del lecho es 4.61 m. Para que una burbuja emerja libremente en un reactor de diámetro infinito, la burbuja necesita una pared de sólidos del diámetro de la burbuja, de tal manera que el diámetro de la burbuja y sus paredes sea de 1.5 Db, para un lecho fluidificado; entonces, la relación máxima de diámetro de reactor comparado con el diámetro ocupado por gas es 1:0.66; donde

$$\text{Área de reactor} = \pi \times r^2$$

$$r (\text{reactor}) = \sqrt{(A/\pi)}$$

$$= \sqrt{(1 \text{ m}^2/3.1416)}$$

$$= 0.564$$

$$D (\text{reactor}) = 1.128 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Diámetro máximo ocupado por el gas} &= 1.128 \times 2/3 \\ &= 0.752\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Área ocupada por el gas} &= (0.752 \text{ m}/2)^2 \times \pi \\ &= 0.444 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= \text{Área} \times \text{velocidad de la burbuja} \\ &= 0.444 \text{ m}^2 \times 7.21 \text{ m/s} \\ &= 3.20 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 11,524.5 \text{ m}^3 \text{ de aire/h} \\ &= 6,742 \text{ ft}^3 \text{ de aire/min}\end{aligned}$$

A presiones bajas, el aire se comporta como un gas ideal. Entonces:

$$\Delta PV = nRT$$

$$\begin{aligned}\Delta P \text{ op (reactor)} &= 2422.25 \text{ N/ m}^2 \\ \Delta P \text{ op (compresor)} &= 100 \text{ psi} \\ &= 6894800 \text{ N/ m}^2\end{aligned}$$

Entonces, a temperatura constante, la capacidad del compresor (100 psi) es:

$$\begin{aligned}\Delta P_1 V_1 &= \Delta P_2 V_2 \\ \Delta P_2 V_2 &= 2422.25 \text{ N/ m}^2 \times 11,524.5 \text{ m}^3 \text{ aire/h} \\ &= 27915132.92 \text{ N.m/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V_2 &= 27915132.92 \text{ N.m/h} / \Delta P_2 \\ &= 27915,132.92 \text{ N.m/h} / 6894800 \text{ N/ m}^2 \\ &= 4.05 \text{ m}^3 \text{ aire/h} \\ &= 2.37 \text{ ft}^3 \text{ aire/min}\end{aligned}$$

q. Cálculo de las unidades de almacenamiento: El carbón es la única materia prima del proceso para la oxidación del carbón en lecho fluidificado; el producto de la extracción se almacena en forma líquida en contenedores de polietileno. El suministro de carbón se hace en forma mensual. Si asumimos meses de 25 días laborales, los requerimientos mensuales de carbón son:

$$444 \text{ Kg/día de carbón} \times 25 \text{ días / mes} = 11,100 \text{ Kg/mes de carbón} / 665 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 16.70\text{m}^3$$

Con un factor de seguridad de 1.1 y usando silos al 75% de su capacidad,

$$= 16.70\text{m}^3 \times 1.1/0.75$$

$$= 24.50 \text{ m}^3$$

$$= 6,467\text{galones}$$

Asumiendo que el producto es repartido a sus distribuidores quincenalmente, y teniendo una producción anual de 900,000 litros de ácido húmico,

$$900,000 \text{ L AH}/24 \text{ quincenas} / \text{año}$$

$$= 37,500\text{L AH}$$

Con un factor de seguridad de 1.1, y usando silos al 75% de su capacidad,

$$= 37,500\text{L} \times 1.1/0.75$$

$$= 55,000 \text{ L}$$

$$= 55\text{m}^3$$

$$= 14,520\text{galones}$$

r. Cálculo del tamaño del intercambiador de calor: ver el apéndice C.4.i.

s. Cálculo de capacidad del resto del equipo: Usando la tabla de balance de masa en torno al equipo, preparada en la etapa anterior, se calculó el volumen requerido por equipo y el flujo de materiales que dicho equipo tendrá. Los detalles del procedimiento de cálculo para la capacidad del equipo pueden verse en el apéndice C: Descripción de cálculos realizados, bajo el subtítulo "Capacidad requerida de otros equipos".

Tabla 17
Capacidad requerida del equipo

No	Equipo	Capacidad Kg	Capacidad equipo	Unidad
E1	Molino	219.35	73.11	Kg/h
E2	Tamiz	214.96	71.65	Kg/h
E3	Transportador	210.66	70.22	Kg/h
E4	Reactor	926.79	6.75	m ³
E5	Transportador	245.43	81.81	Kg/h
E6	Ciclón	525.16	192	m ³ /min
E8	Compresor	615.7	4.05	m ³ /min

No	Equipo	Capacidad Kg	Capacidad equipo	Unidad
E9	Silo de carbón	11,100	24.5	m ³
E10	Tanque de AH	37,500L	55	m ³
E11	Intercambiador de calor	0.175 m ²	1	m ²

t. Balance de energía del reactor: para el proceso con un tiempo de operación de 480 minutos, con una base de operación de ocho horas diarias:

$$\begin{aligned} \text{Ciclos diarios de operación} &= 8 \text{ horas laborales} / 480 \text{ minutos} / 60 \text{ minutos / hora} \\ &= 1 \text{ ciclo / día} \end{aligned}$$

1. Temperatura de referencia: 0° K
2. Presión de referencia: 1 atmósfera, 101,325 N/m²
3. Presión de operación: 5 atmósferas, 506,625 N/m²

Tabla 18

Balance de energía para un reactor tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón

C _p (J/Kg(°K))	ΔT (K)	Q (J)	N	ΔP N/m ²	W (J)	U (J)
921.1	175	73657672.47	38.04	4	76739.402	73734411.87

u. Balance de masa por equipo: Un ciclo de producción / día y una carga de 444 Kg/día.

Tabla 19
Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón
por lecho fluidificado en una etapa

Número	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	MP/P/S	Compuesto	Concentración	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E1	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		481	471		2
E2	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		471	462		2
E3	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		462	457		1
E4	Reactor	Lecho fluidificado	1	s/g	1.1	200		180							0
									MP	Carbón		457			0
									MP	Aire/O2		1759			0
									P	Residuo			44		0
									P	Ácido húmico			498	80	0
									S	CO/CO2	10.5		171		0
									S	N2,O2,H2,S			1327		0
									S	Ácido fúlvico	8		23		0
E5	Transportador			s					P	Residuo		44	44		1
									P	Ácido húmico		494	489		1
									S	Ácido fúlvico		23	23		1
E6	Ciclón		1	s/g					S	CO/CO2,		171	171		0
									S	N2,O2,H2,S		1327	1327		0
									P	Ácido húmico	1%	4.44	4		3
									S	Ácido fúlvico	1%	0	0		3
									S	Residuo	1%	0	0		3
E7	Compresor		1	g	1-1.5 Kg/cm2				MP	Aire/O2		1759	1759		0
E8	Unidad de extracción								P	Ácido húmico		493	444		10
									S	Ácido fúlvico		23	23		0

v. Capacidad requerida del equipo y de las unidades de almacenamiento:

1. Capacidad requerida del reactor: Tomando como base el peso de la materia a procesar y un área de un metro cuadrado, se determinó el gradiente de presión en el lecho.

Tabla 20
Determinación de la presión de operación

Peso lecho (Kg)	Área transv. (m ²)	ΔP a través del lecho (N/m ²)	Altura carbón en reposo (m)
565.67	2	2774.603	0.344

Partiendo de este valor, con las propiedades específicas del carbón y con las propiedades del medio de fluidización, se determinaron las velocidades de fluidización incipiente, la velocidad límite de la altura incipiente del lecho y la altura máxima de operación, como se observa en la siguiente tabla:

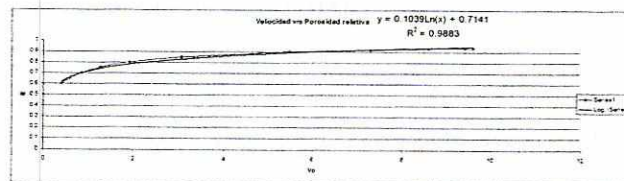
Tabla 21
Cálculo de condiciones de operación de lecho fluidificado para el sistema carbón aire

ϵ_m	ρ_p (Kg/m ³)	ρ_g (Kg/m ³)	Φ_s	Dp (m)	μ	V _{OM} (m/s)	u _t (m/s)	V/u	L _v (m)	E	Lu (m)	Lreactor (m)
0.695	664.813	0.00058	0.73	1.00E-04	0.0000245	0.0104	0.108	10.367	1	0.93	6.035	8.85
0.695	664.813	0.00386	0.73	1.00E-04	0.0000245	0.0104	0.108	10.367	1.39487	0.93	6.035	8.85
0.605	664.813	0.00058	0.65	0.001	0.0000245	0.4203	9.609	22.859	1.07705	0.936	6.647	9.75
0.605	664.813	0.00364	0.65	0.001	0.0000245	0.4203	9.609	22.859	1.07705	0.923	5.525	8.1

Se graficó la velocidad de operación del sistema en función de la porosidad del lecho.

Gráfica X

Curva comparativa entre la velocidad de operación y la porosidad del lecho para partículas de 100 μ m de diámetro y 1mm



Con la relación de la curva porosidad de lecho contra la velocidad de la partícula, se procedió a calcular la altura de operación del lecho fluidificado cuando éste opera al 75% de su velocidad límite de partícula. Los resultados se observan en la tabla siguiente:

Tabla 22
Cálculo de la altura del lecho al 75% de su velocidad límite de operación

u op (m/s)	ϵ op	Lop (m)
7.2066	0.919	5.2719

Velocidad límite de operación: 9.60 m/s

A esta altura, se le designó un factor de seguridad del 10%, y se calculó suponiendo una operación del 75% de la capacidad del reactor, obteniéndose así las dimensiones del reactor:

$$7.73 \text{ m X } 2 \text{ m}^2$$

Cálculo de la capacidad del compresor:

$$u_{op} = 7.21 \text{ m/s}$$

Bajo esas condiciones, la porosidad del lecho (calculada por medio de la gráfica de porosidad del lecho en función de la velocidad de operación) es 0.9193 y la altura de operación del lecho es 4.61m. Como se calculó anteriormente para estas condiciones de proceso, los resultados son:

$$\text{Radio de reactor} = 0.798$$

$$D (\text{reactor}) = 1.596 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro máximo ocupado por el gas} = 1.128 \times 2/3 = 1.06$$

$$\text{Área ocupada por el gas} = 0.888 \text{ m}^2$$

$$Q = \text{Área} \times \text{velocidad de burbuja}$$

$$= 6.40 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 23,049 \text{ m}^3 \text{ de aire/h}$$

$$= 13,484 \text{ ft}^3 \text{ de aire/min}$$

A presiones bajas, el aire se comporta como un gas ideal; entonces:

$$V_2 = 63951,755.4 \text{ N.m/h} / \Delta P_2$$

$$= 63951,755.4 \text{ N.m/h} / 6894800 \text{ N/ m}^2$$

$$= 9.28 \text{ m}^3 \text{ aire/h}$$

$$= 15.85 \text{ ft}^3 \text{ aire/min}$$

w. Cálculo de capacidad para el resto del equipo: Usando la tabla de balance de masa en torno al equipo, se calculó el volumen requerido por equipo y el flujo de los materiales que dicho equipo tendrá. Los detalles del procedimiento de cálculo para la capacidad del equipo pueden verse en el apéndice C: descripción de cálculos realizados, bajo el subtítulo "capacidad requerida de otros equipos".

Tabla 23
Capacidad requerida del equipo

No	Equipo	Capacidad Kg	Capacidad equipo	Unidad
E1	Molino	480.6	60	Kg/h
E2	Tamiz	470.99	58	Kg/h
E3	Transportador	461.57	57	Kg/h
E4	Reactor	2495.76	15.46	m ³
E5	Transportador	561.22	70	Kg/h
E6	Ciclón	1498.66	384.15	m ³ /min
E8	Compresor	1758.69	9.28	m ³ /min
E9	Silo de carbón	11,100	24.5	m ³
E10	Tanque de AH	37,500 L	55	m ³
E11	Intercambiador de calor	0.144 m ²	1	m ²

El tamaño del ciclón fue tomado del volumen de aire por unidad de tiempo, que es necesario para operar el reactor.

x. Materiales de construcción para el equipo del proceso (recomendados en la literatura):

Tabla 24
Material de construcción recomendable para el proceso de oxidación del carbón en lecho fluidificado

Material	Desempeño	Costo*
Nio - Nel (40% Ni, 21% Cr, 3% Mo, 1.5% Cu, Fe)	Bueno	9
Circonio	Bueno	
Titanio	Bueno	14
Acero inoxidable austetico (10% Cr, 29% Ni, 5% Mo, 3.5% Cu)	Apropiado	7
Acero al carbón	Apropiado	1
Inconel (78% Ni, 15% Cr, 7% Fe)	Apropiado	13
Austetico inoxidable (18% Cr, 12% Ni, 2.5% Mo)	Apropiado	6
Hastelloy B (61% Ni, 28% Mo, 6% Fe)	Apropiado	16
Plata	Apropiado	14
Aluminio	Apropiado	6

*Veces el costo de acero al carbón (36-70 centavos de dólar la libra).

El material para el diseño del reactor más apropiado es el acero al carbón, pues combina buen desempeño y un precio razonable.

y. Listado descriptivo del equipo requerido y sus instrumentos de control.

Tabla 25

Especificaciones y capacidad requerida de equipo de proceso de oxidación en lecho fluidificado

Número	Equipo	Tipo	Capacidad	Tamaño comercial	Material	Tamaño	Costo*	Motor W	Motor Hp	Incluye	Tiempo de instalación
E1	Molino	Martillo bolas	60-73 Kg/h	542 Kg/h 13 ton/día	Hierro	1 m ²	Q160 mil	7457	10	Motor coraza, caja control y guarda	200 horas
E2	Tamiz con vibración	Sencillo	58-72 Kg/h	400 lb/h	Hierro	1/3 x 3m	Q48 mil	373	1/2	Motor	10 horas
		Doble	160 lb/h	550 lb/h			Q32 mil	559	3/4	Motor	
E3	Transportador	Faja	57-70 Kg/h	20 ton/h	Hierro	0.5 x 3m	Q32 mil	1491.4	2	Motor	
E4	Reactor	Lecho fluidificado	7.5-15.5m ³ 2000-4100 gal		Acero al carbón	3.75x18.7 5.25x21.4 ft cilindro	Q264 mil Q400 mil			Camisa de calor, costo de instalación (mano de obra, material y overhead)	100 horas
E5	Transportador	Faja	70-82 Kg/h	20 ton/h	Hierro	0.5 x 3m	Q32 mil	1491	2	Motor	
E6	Ciclón	Simple seco	192-385 m ³ /min 6,800 - 13,600 ft ³ /min	9000 ft ³ /min	Acero al carbón		Q26,400 Q144 mil				50 horas
E7	Compresor	Reciprocante dos etapas	4-10 m ³ /min 140-350 ft ³ /min	10 - 70 ft ³ /min			Q120 mil Q280 mil	7457	10	Motor	
E8	Intercambiador de calor	De 2 vueltas, 4 tubos/vuelta	0.175-0.144 m ² 0.382 m longitud	1 m ²			Q24 mil				20 horas
E9	Silo de carbón		24.5 m ³ 6,500 gal	6500 gal	Acero al carbón		Q144 mil				100 horas
E10	Tanque AH		55 m ³ 14,520 gal	14,500 gal	Acero al carbón		Q200mil				100 horas

*precio comparado entre el valor en acero al carbón para acero al carbón.

Tabla 26
Disponibilidad del equipo necesario para la oxidación del carbón en lecho fluidificado

Equipo	Disponible	Vida media	Diseño especial	Costo*
Molino	Sí	10 años	No	Q160,000
Tamiz	Sí	12 años	No	Q32,000
Transportador	No	12 años	No	Q32,000
Lecho fluidificado	No	12 años	Sí	Q264,000 Q400,000
Transportador	No	12 años	No	Q32,000
Ciclón	No	12 años	No	Q26,400 Q144,000
Compresor	Sí	12 años	No	Q120,000 Q280,000
Intercambiador de calor	No	12 años	No	Q24,000
Silo de carbón	Sí	12 años	No	Q144,000
Tanque AH	Sí	12 años	No	Q200,000

*Calculado el valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91.

Controles de proceso: ver el apéndice E.2

Z. Estimación de costo de depreciación del equipo. Usando el método de depreciación lineal por un período de 10 años y un valor de salvamento nulo, se tiene:

- 1). Costo del equipo y de la maquinaria: Q 1, 034,400 – 1, 448,000
- 2). Depreciación anual: Q 103,440 - 144,800 Estado de la patente del proceso: ver el apéndice E.2
- 3). Tiempo estimado de desarrollo del proyecto: ver el apéndice E.2
- 4). Consideraciones del proceso: ver el apéndice E.2
- 5). Documentación de las características de la materia prima usada: ver el apéndice E.2
- 6). Disponibilidad de la materia prima y del manejo de subproductos: ver el apéndice E.2
- 7). Análisis de la flexibilidad y de la dificultad técnica del proceso: ver el apéndice E.2
- 8). Estimación de costos de producción:
 - a). Combustible usado: carbón
 - b). Costos de energía del proceso:
- 9). Costo de energía calorífica para el proceso de 180 minutos: 4.13 Kg de carbón bituminoso / día = Q 2.31/día

10). Costo de energía calorífica para el proceso de 480 min.: 3.01 Kg de carbón bituminoso / día = Q 1.68/ día

11). Costos de energía eléctrica: 10.75 hp por 1 hora de operación + 14 hp por 8 horas de operación = 91.61kW.h

$$91.61 \text{ kW.h} \times (.4471 + .1841) \times 1.23 + 7.3816 = 78.50 / \text{ día}$$

12). Costos totales de energía de proceso diarios: Q 80.81 - 80.19

Estimación de costos de inversión:

Tabla 27

Cálculos de costo de capital fijo

Rubro	Factor	%	Proceso 180 min	Proceso 480 min
Valor total del equipo			Q1,034,400.00	Q1,448,000.00
Costos directos				
Equipo comprado		100.00	Q378,400.00	Q632,000.00
Instalación de equipo	valor total del equipo	40.00	Q413,760.00	Q413,760.00
Instrumentación y controles	valor total del equipo	20.00	Q206,880.00	Q206,880.00
Tuberías				
Tuberías proceso	50% valor total del equipo	23.00	Q118,956.00	Q118,956.00
Aislamiento general	50% valor total del equipo	5.00	Q25,860.00	Q25,860.00
Equipo y materiales eléctricos	valor total del equipo	25.00	Q258,600.00	Q258,600.00
Edificios: incluyendo servicios	valor total del equipo	40.00	Q413,760.00	Q413,760.00
Mejoras al terreno		12.00	Q0.00	Q0.00
Instalaciones de servicio		55.00	Q0.00	Q0.00
Terreno		60.00	Q0.00	Q0.00
Costos indirectos				
Supervisión e ingeniería	valor total del equipo	20.00	Q206,880.00	Q206,880.00
Costos de construcción	valor de la construcción	20.00	Q82,752.00	Q82,752.00
Cargos de contratista	valor total del equipo	20.00	Q206,880.00	Q206,880.00
Contingencias	valor total del equipo	40.00	Q413,760.00	Q413,760.00
Capital de trabajo (arranque)	valor total del equipo	75.00	Q775,800.00	Q775,800.00
Capital total de inversión			Q3,502,288.00	Q3,755,888.00

Estimación de costos de producción:

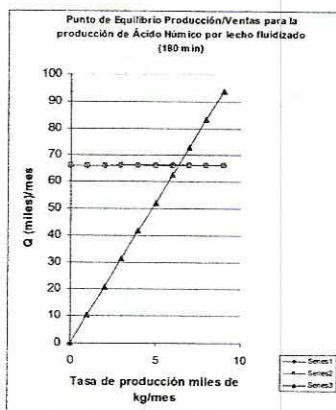
Tabla 28

Costos de producción calculados por valores reales e índices en función de la materia prima

Costos de producción	% costo total producto	Monto (180 min)	Monto (480 min)
Costos directos de operación	60	Q544,420.93	Q339,454.80
Materia prima	10-50	Q99,497.16	Q72,666.72
Mano de obra operativa	4 operarios	Q58,800.00	Q58,800.00
Supervisión de operaciones	1 supervisor	Q29,400.00	Q29,400.00
Energía y utilidades	Consumo (balance energía)	Q25,018.65	Q24,680.40
Vapor		Q623.70	Q453.60
Electricidad		Q23,550.00	Q23,550.00
Combustible		Q693.00	Q504.00
Refrigeración		Q0.00	Q0.00
Agua		Q151.95	Q172.80
Mantenimiento y reparación	5 % CIT	Q175,114.40	Q187,794.40
Suministros de operación	1% costo total prod.	Q9,949.72	Q7,266.67
Cargas de laboratorio	1.5-3% costo total prod.	Q21,800.00	Q21,800.02
Regalías (si no son de un solo pago)	6% costo total prod.	Q0.00	Q0.00
Catalizadores y solventes		Q0.00	Q0.00
Cargas fijas			
Seguros	1% CTI	Q35,022.88	Q37,558.88
Renta	0.5% costo total prod.	Q848.01	Q848.01
Costos de gastos generales de planta			
Médicos			
Seguridad y protección	4.83 y 10.67% IGSS	Q19,198.06	Q19,198.06
Gastos generales de planta			
Prestaciones laborales	2 salarios anuales	Q32,600.00	Q32,600.00
Empaque	15% costo directo op.	Q81,663.14	Q81,663.14
Restaurante			
Recreación			
Costo salvamento de equipo			
Laboratorios de control	1.5-3% costo total prod.	Q21,800.00	Q21,800.00
Superintendencia de planta			
Infraestructura almacenamiento	1% costo total prod.	Q7,266.67	Q7,266.67
GASTOS GENERALES			

Ano	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ganancia bruta sin intereses (después de la depreciación y antes de los impuestos) (miles)	Q240	Q493	Q999	Q3,021	Q5,043	Q7,066	Q8,077	Q8,077	Q8,077	Q8,077
ISR sin intereses (miles)	Q84	Q173	Q350	Q1,057	Q1,765	Q2,473	Q2,827	Q2,827	Q2,827	Q2,827
Ganancia neta sin intereses (miles)	Q156	Q321	Q649	Q1,964	Q3,278	Q4,593	Q5,250	Q5,250	Q5,250	Q5,250
Interés por financiamiento (miles)	Q420	Q417	Q405	Q375	Q315	Q195	Q74,675	Q0	Q0	Q0
Pago a capital (miles)	Q0	Q30	Q100	Q250	Q500	Q1,000	Q1,000	Q1,000		
Ganancia neta con intereses (miles)	Q116,849	Q20	Q286	Q1,470	Q2,574	Q3,466	Q4,201	Q4,250	Q5,250	Q5,250

Gráfica XI



Gráfica XII

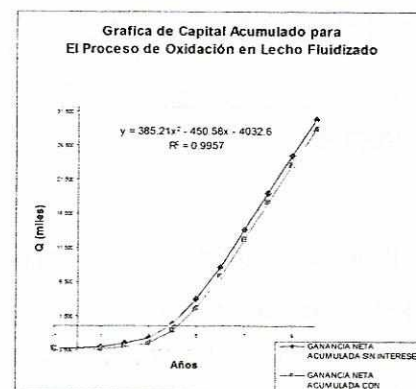


Tabla 30
Cálculo del flujo de fondos del proyecto

Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Precio del producto	Q10.4 0	Q10.4 0	Q10.4 0	Q10.4 0	Q10.4 0	Q10.4 0	Q10.4 0	Q10.4 0	Q10.4 0	Q10.4 0
Ventas programadas (miles L)	125	150	200	400	600	800	900	900	900	900
Monto de venta (miles)	Q1,30 0	Q1,56 0	Q2,08 0	Q4,16 0	Q6,24 0	Q8,32 0	Q9,36 0	Q9,36 0	Q9,36 0	Q9,36 0
Costo de producción (miles)	Q709	Q716	Q731	Q789	Q846	Q904	Q933	Q933	Q933	Q933
Ganancia bruta sin intereses (antes de la depreciación y los impuestos) (miles)	Q591	Q844	Q1,34 9	Q3,37 1	Q5,39 4	Q7,41 6	Q8,42 7	Q8,42 7	Q8,42 7	Q8,42 7
Depreciación (lineal, 10 años) (miles)	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103
Ganancia bruta sin intereses (después de la depreciación y antes de los impuestos) (miles)	Q487	Q740	Q1,24 6	Q3,26 8	Q5,29 0	Q7,31 2	Q8,32 4	Q8,32 4	Q8,32 4	Q8,32 4
ISR sin intereses (miles)	Q171	Q259	Q436	Q1,14 4	Q1,85 2	Q2,55 9	Q2,91 3	Q2,91 3	Q2,91 3	Q2,91 3
Ganancia neta sin intereses (miles)	Q317	Q481	Q810	Q2,12 4	Q3,43 9	Q4,75 3	Q5,41 0	Q5,41 0	Q5,41 0	Q5,41 0
Depreciación (lineal, 10 años) (miles)	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103	Q103
Flujo de fondos del proyecto	Q420	Q584	Q913	Q2,22 8	Q3,54 2	Q4,85 7	Q5,51 4	Q5,51 4	Q5,51 4	Q5,51 4
TIR	12.00 %	16.69 %	26.07 %	63.60 %	101.14 %	138.67 %	157.43 %	157.43 %	157.43 %	157.43 %
TIR (promedio)	98.79 %									

2. Proceso de oxidación de carbón en solución acuosa.

a. Reacciones involucradas: ver el apéndice E.3

b. Cinética de las reacciones: ver el apéndice E.3

c. Equilibrio: ver el apéndice E.3

d. Rendimientos: ácido húmico: 60-40%

e. Periodos necesarios: 60 minutos

f. Condiciones óptimas:

1). Temperatura: 200° C

2). Presión: 1 - 3 atmósferas

3). Fase: sólido-gas-líquido

g. Concentraciones iniciales de materia prima:

1). Carbón: 70% (p/p) en solución acuosa

2). Agua: 30% (p/p) en mezcla con el carbón

3). Aire: puro

- h. Cambios necesarios en la materia prima: ver el apéndice E.3
- i. Número de operaciones del proceso: 5
- j. Condiciones de cada operación y equipo necesario para cada operación de proceso: ver el apéndice E.3
- k. Coeficientes de pérdida por equipo: ver el apéndice F, tabla CXLIX, donde se definen los coeficientes de pérdida por equipo.
- l. Calendario de operación: 300 días / año; días de 8 horas.
- 1). Estimación de tiempo de paro por mantenimiento e imprevistos: 30 días / año.
 - 2). Estimación de calendario de operación con tiempo de paro: 270 días / año.
- m. Capacidad de producción de la planta: el balance de masa se hizo considerando la unidad diaria de ácido húmico -en kilogramos- que es necesario producir. También, se tomó como base que la planta extractora para la que se hace el estudio, pretende procesar 300 toneladas de carbón (que se asume, tendrán una concentración de ácido húmico del 40%(p/p)) y cuenta con un proceso efectivo de extracción del 90 por ciento para producir 900,000 litros anuales de ácido húmico al 12% (p/p). Aproximando la densidad de la solución a la unidad, se tiene:

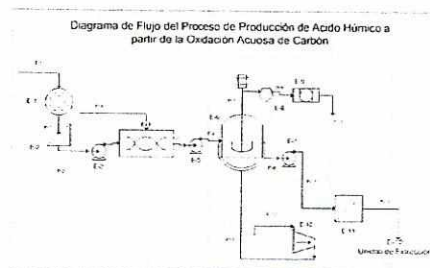
$$\frac{300,000 \text{ Kg. carbón}}{1 \text{ año}} \times \frac{40 \text{ Kg AH}}{100 \text{ Kg. carbón}} = 120,000 \text{ Kg AH/año}$$

Teniendo como base un año de 300 días laborales, se tiene una producción diaria de:

$$\frac{120,000 \text{ Kg AH} \times 1 \text{ año}}{1 \text{ año} \quad 270 \text{ días}} = 444.44 \text{ Kg AH/día}$$

- n. Tipo de proceso: puede ser un proceso continuo o por lotes.

Diagrama 2



- ñ. Cálculo del número de ciclos de operación por día laboral:

- 1). Con base de operación de 8 horas diarias.

- 2). Ciclos diarios de operación = 8 horas laborales/ 60 minutos/60 minutos /hora
= 8 ciclos / día

o. Balance de energía del reactor: tomando como base de operación el proceso menos efectivo entre los ejemplificados por la literatura para un tiempo de operación de 60 minutos:

- 1). Temperatura de referencia = 0° K
- 2). Presión de referencia = 1 atmósfera, 101,325 N/m²
- 3). Presión de operación = 3 atmósferas, 303,975 N/m²

Tabla 31
Balance de energía para un reactor burbujeante en la oxidación acuosa de carbón

Cp (J/Kg(°K))	ΔT (K)	Q (J)	N	ΔP N/m ²	W (J)	U (J)
921	175	19016480	18	3	28832	19045313

p. Balance de masa por equipo:

8 ciclos / día de 1 hora cada uno y una carga de 444 Kg/día.

Tabla 32
Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón en solución acuosa

No	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (min)	MP/P/S	Compuesto	Concentración (%)	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E1	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		118	117		1
E2	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		117	111		5
E3	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		111	111		1
E4	Tanque	Agitación	1	s/l	n.a	n.a	7		MP	Carbón	70	111	111		0
									MP	Agua		48	48		0
E5	Bomba		1	s/l		n.a	7		MP	Lodo carbón		159			0
E6	Reactor 1	A presión positiva	1	s/g/l	3	200	7	60	MP	Agua		48	48		0
									MP	Carbón	70	111			0
									MP	Aire/O2		366			0
									S	Residuo	19.7		22		0
									P	Acido húmico			62	39	0
									S	CO/CO2	38.1		124		0

No	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (min)	MP/P/S	Compuesto	Concentración (%)	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S		238			0
									S	Acido fúlvico	2.6	1.44			0
E7	Bomba			s/l/g			7		S	Residuo		22	22		0
									P	Acido húmico		62	62		0
									S	Acido fúlvico		1.44	1.44		0
									MP	Agua		48	48		0
									S	CO/CO ₂		0	0		0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S		0	0		0
E8	Compresor		1	g/l					MP	Aire/O ₂		366	366		0
									S	CO/CO ₂					0
E9	Filtro								S	Residuo		22	22		1
									P	Acido húmico		63	62		1
									S	Acido fúlvico		1.44	1.44		0
									MP	Agua		48	45		5
E10	Unidad de extracción								S	Residuo		21.6 4	27.8		0
									P	Acido húmico		61.6 7	55.5		10
									MP	Agua		2.38			

q. Capacidad requerida de equipo a utilizar y unidades de almacenamiento:

Capacidad requerida del reactor: Evaluando el peso de la materia a procesar y un área aleatoria (un metro cuadrado), se determinó el gradiente de presión en el lecho del reactor:

Tabla 33
Determinación de la presión de operación

Peso lecho (Kg)	Área transv. (m ²)	ΔP a través del lecho (N/m ²)	Altura carbón en reposo (m)
158.49	1	1554.79	0.2145

De la misma manera que con el proceso de lecho fluidificado, se determinaron las velocidades de fluidización incipiente, la velocidad límite de la partícula, la altura incipiente del lecho y la altura máxima de operación, como se observa en la siguiente tabla:

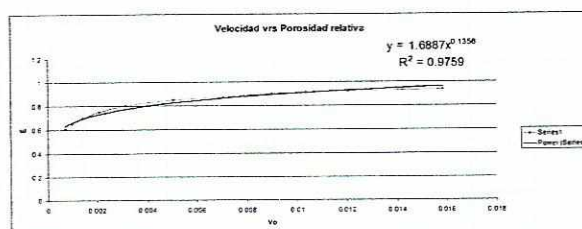
Tabla 34
Cálculo de las condiciones de operación del reactor acuoso
con burbujeo para el sistema carbón-aire

ϵ_m	ρ_p (Kg/m ³)	ρ_g (Kg/m ³)	Φ_s	D_p (m)	μ	V_{OM} (m/s)	u_t (m/s)	V/u	L_v (m)	ϵ	L_u (m)	$L_{reactor}$ (m)
0.695	724.209	0.5804	0.73	0.0001	0.0244	1.14E-05	0.00011	10.4	0.718	0.93	3.107	4.56
0.695	724.209	3.864	0.73	0.0001	0.0244	1.13E-05	0.00012	10.4	0.721	0.93	3.121	4.58
0.605	724.209	0.5804	0.65	0.001	0.0244	0.000459	0.0105	22.9	0.554	0.936	3.422	5.02
0.605	724.209	3.864	0.65	0.001	0.0244	0.000457	0.01046	22.9	0.557	0.936	3.449	5.06

Se graficó la velocidad de operación del sistema en función de la porosidad del lecho como se muestra a continuación:

Gráfica XIII

Curva comparativa entre la velocidad de operación y la porosidad del lecho
para partículas de 100 μm de diámetro y 1 mm



Con la relación de la curva de porosidad de lecho contra la velocidad de la partícula, se procedió a calcular la altura de operación del lecho del reactor cuando éste opera al 75% de su velocidad límite de partícula. Los resultados se observan a continuación:

Tabla 35

Cálculo de la altura del lecho al 75% de su velocidad límite de operación: 0.0105 m/s

u_{op} (m/s)	ϵ_{op}	L_{op} (m)
0.00785	0.875	1.7538

A esta altura, se designó un factor de seguridad del 10%, y se dimensionó suponiendo una operación del 75% de la capacidad del reactor; así se obtuvieron las dimensiones del reactor:

2.57 m X 1 m²

r. Cálculo de la capacidad del compresor:

$$u_{op} = 0.00785 \text{ m/s}$$

Bajo esas condiciones, la porosidad del lecho (calculada por medio de la gráfica de porosidad del lecho en función de la velocidad de operación) es 0.8751 y la altura de operación del lecho es 1.75 m. Como se calculó anteriormente para estas condiciones del proceso, los resultados son:

$$\text{Área de reactor} = 0.564$$

$$D \text{ (reactor)} = 1.128 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro máximo ocupado por el gas} = 0.752$$

$$\text{Área ocupada por el gas} = 0.444 \text{ m}^2$$

$$Q = \text{Área} \times \text{velocidad de burbuja}$$

$$= 0.0035 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 12.54 \text{ m}^3 \text{ de aire/h}$$

$$= 7.34 \text{ ft de aire/min}$$

A presiones bajas, el aire se comporta como un gas ideal, entonces:

$$V_2 = 19,497.06 \text{ N.m/h} / \Delta P_2$$

$$= 27915,132.92 \text{ N.m/h} / 6894800 \text{ N/m}^2$$

$$= 0.0028 \text{ m}^3 \text{ aire/h}$$

$$= 0.00166 \text{ ft}^3 \text{ aire/min}$$

s. Cálculo de las unidades de almacenamiento:

1) Almacenamiento de carbón:

$$444 \text{ Kg/día de carbón} \times 25 \text{ días / mes} = 11,100 \text{ Kg/mes de carbón}$$

$$= 11,100 \text{ Kg de carbón} / 665 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 16.70 \text{ m}^3$$

Con un factor de seguridad de 1.1, y usando silos al 75% de su capacidad,

$$= 16.70 \text{ m}^3 \times 1.1 / 0.75$$

$$= 24.50 \text{ m}^3$$

$$= 6,467 \text{ galones}$$

En cuanto al agua, como ésta proviene del servicio municipal, no es necesaria una unidad especial de almacenamiento; son suficientes las existentes en la planta para la distribución de la misma en las instalaciones.

Asumiendo que el producto es repartido a sus distribuidores quincenalmente, y teniendo una producción anual de 900,000 litros de ácido húmico,

$$\begin{aligned} & 900,000 \text{ L AH}/24 \text{ quincenas} / \text{año} \\ & = 37,500 \text{ L AH} \end{aligned}$$

Con un factor de seguridad de 1.1, y usando silos al 75% de su capacidad,

$$\begin{aligned} & = 37,500 \text{ L} \times 1.1/0.75 \\ & = 55,000 \text{ L} \\ & = 55 \text{ m}^3 \\ & = 14,520 \text{ galones} \end{aligned}$$

t. Cálculo del tamaño del intercambiador de calor: ver el apéndice C.4.i.

u. Cálculo de la capacidad del resto del equipo:

Usando la tabla de balance de masa en torno al equipo que se preparó en la etapa anterior, se calculó el volumen requerido por el equipo y el flujo de los materiales que dicho equipo tendrá. Los detalles del procedimiento de cálculo para la capacidad del equipo pueden verse en el apéndice C: descripción de cálculos realizados, bajo el subtítulo “capacidad requerida de otros equipos”.

Tabla 36
Capacidad requerida del equipo

No.	Equipo	Capacidad (Kg)	Capacidad del equipo	Unidad
E1	Molino	117.96	73.11	Kg/h
E2	Tamiz	116.79	71.65	Kg/h
E3	Transportador	110.95	70.22	Kg/h
E4	Tanque	158.49	0.325	m ³
E5	Bomba	158.49	0.004	m ³ /min
E6	Reactor	158.49	2.57	m ³
E8	Bomba	133.13	0.003	m ³ /min
E9	Compresor	365.68	10.5	m ³ /min
E10	Filtro		1	m ²

No.	Equipo	Capacidad (Kg)	Capacidad del equipo	Unidad
E11	Intercambiador de calor	0.30 m ²	1	m ²
E12	Silo de carbón	11,100	24.5	m ³
E13	Tanque de AH	37,500 L	55	m ³

v. Materiales de construcción para el equipo de proceso:

En la tabla a continuación, se listan los materiales recomendados por la literatura para la operación de equipo en una atmósfera gaseosa, altamente oxidante y acuosa a altas temperaturas.

Tabla 37
Materiales de construcción recomendables para el proceso de oxidación de carbón en solución acuosa

Material	Desempeño	Costo*
Hastelloy D (82% Ni, 9% Si, 3% Cu)	Excelente	11
Hastelloy Ca (55% Ni, 17% Mo, 16% Cr, 6% Fe, 4% W)	Excelente	15
Nio - Nel (40% Ni, 21% Cr, 3% Mo, 1.5% Cu, Fe)	Excelente	9
Acero inoxidable austénico (10% Cr, 29% Ni, 5% Mo, 3.5% Cu)	Excelente	7
Hierro + 14% Si	Excelente	0.5
Inconel (78% Ni, 15% Cr, 7% Fe)	Excelente	13
Monel 400 (56% Ni, 30% Cu, 2% Fe)	Excelente	10
505 (66% Ni, 30% Cu, 2% Fe)	Excelente	10
Monel K 500 (67% Ni, 30% Cu, 3% Al)	Excelente	10
Plata	Excelente	14
Titanio	Excelente	14
Ni-Hierro colado tipo 1 (14% Ni, 7% Cu, 2% Cr, Fe)	Bueno	6
Ni-Hierro colado tipo 2 (20% Ni, 2% Cr, Fe)	Bueno	7
Ni-Hierro colado dúctil (24% Ni, Fe)	Bueno	7
Austénico inoxidable (18% Cr, 12% Ni, 2.5% Mo)	Bueno	6
Hastelloy B (61% Ni, 28% Mo, 6% Fe)	Bueno	16
Aleación cobre-níquel (30% Ni)	Bueno	9
Aleación níquel comercial (99.4% Ni)	Bueno	12
Bronce tipo A (88% Cu, 5% Sn, 5% Ni, 2% Zn)	Bueno	0.75
Plomo	Bueno	0.7
Inox ferrítico (17% Cr)	Apropiado	4
Inox austenítico (18% Cr, 8% Ni)	Apropiado	5
Bronce (Cu + Si)	Apropiado	7
Latón aluminio (76% Cu, 22% Zn, 2% Al)	Apropiado	0.7
Níquel-aluminio bronce (80% Cu, 10% Al, 5% Ni, 5% Fe)	Apropiado	2

*Veces el costo de acero al carbón (36-70 centavos de dólar la libra).

El material para el diseño del reactor más apropiado es el hierro colado, pues combina un desempeño excelente y un precio muy bueno.

w. Listado descriptivo del equipo requerido y sus instrumentos de control.

Tabla 38

Especificaciones y capacidad requerida de equipo de proceso de oxidación en solución acuosa

Número	Equipo	Tipo	Capacidad	Tamaño comercial	Material	Tamaño	Costo*	Motor W	Motor Hp	Incluye	Tiempo de instalación
E1	Molino	Martillo Bolas	120 Kg/h	542 Kg/h 13 ton/día	Hierro	1 m ²	Q160 mil	7457	10	Motor coraza, caja control y guarda	200 h
E2	Tamiz con vibración	Doble	120 Kg/h 265 lb/h	550 lb/h	Hierro	1/3x3m	Q32 mil	559.3	¾	Motor	10 h
E3	Transportador	Faja	120 Kg/h	20 ton/h	Hierro	0.5x3m	Q32 mil	1491.4	2	Motor	
E4	Tanque	Agitación	0.44m ³ 116 gal	100 gal	Acero al carbón		Q52 mil	3729	5		20 h
E5	Bomba Carga: 100 psi	Desplazamiento positivo	0.0036m ³ /min 0.95 gal/min	1gal/min	Hierro		Q3,400	1491.4	2	Base, faja,	
E6	Reactor	Lecho fluidificado	2.57 m ³ 680 gal		Acero al carbón	3.7x 8.5ft cilindro	Q144 mil			camisa de calor, costo de instalación (mano de obra, material y overhead)	100 h

Número	Equipo	Tipo	Capacidad	Tamaño comercial	Material	Tamaño	Costo*	Motor W	Motor Hp	Incluye	Tiempo de instalación
E7	Bomba Carga: 100 psi	Desplazamiento positivo	0.0036m ³ /min	1gal/min	Hierro		Q3,400	1491.4	2	Base, faja,	
E8	Filtro	Vertical Al vacío	1 m ³				Q80 mil				
E9	Compresor	Reciprocante dos etapas	10 m ³ /min 350ft ³ /min	350ft ³ /min			Q280 mil	7457	10	Motor	
E10	Intercambiador de calor	De 2 vueltas, 4 tubos / vuelta	0.30 m ² 0.79m longitud	1 m ²			Q24 mil				20 h
E11	Silo de carbón		24.5 m ³ 6,500 gal	6500 gal	Acero al carbón		Q144 mil				100 h
E12	Tanque AH		55 m ³ 14,520 gal	14,500 gal	Acero al carbón		Q200 mil				100 h

*Precio comparado entre el valor en acero al carbón para acero al carbón.

Tabla 39

Disponibilidad del equipo necesario para la oxidación de carbón en solución acuosa

Equipo	Disponible	Vida media	Diseño especial	Costo*
Molino	Sí	10 años	No	Q160,000
Tamiz	Sí	12 años	No	Q32,000
Transportador	No	12 años	No	Q32,000
Tanque	Sí	12 años	No	Q52,000
Bomba	No	12 años	No	Q3,400
Reactor	Sí	12 años	Sí	Q144,000
Bomba	No	12 años	No	Q3,400
Compresor	Sí	12 años	No	Q280,000
Filtro	Sí	12 años	No	Q32,000
Intercambiador de calor	No	12 años	No	Q24,000
Silo de carbón	Sí	12 años	No	Q144,000
Tanque AH	Sí	12 años	No	Q200,000

*Calculado del valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre del 2003: US\$ 1/Q7.91

x. Estimación del costo de la depreciación del equipo

Usando el método de depreciación lineal por un período de diez años y un valor de salvamento nulo, se tiene:

Costo del equipo y maquinaria: Q 1, 106,800.00
 Depreciación anual: Q 110,680.00

y. Controles de proceso: ver el apéndice E.3

- 1). Estado de la patente del proceso: ver el apéndice E.3
- 2). Tiempo estimado para el desarrollo del proyecto: ver el apéndice E.3
- 3). Consideraciones de proceso: ver el apéndice E.3
- 4). Documentación de las características de la materia prima usada: ver el apéndice E.3
- 5). Disponibilidad de la materia prima y manejo de subproductos: ver el apéndice E.3
- 6). Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso: ver el apéndice E.3

z. Estimación de costos de producción:

- 1). Combustible usado: carbón
- 2). Costos de energía del proceso:
- 3). Costo de energía calorífica: 6.23 Kg de carbón bituminoso / día = Q 3.48/ día
- 4). Costos de energía eléctrica: 10.75 hp por 1 hora de operación + 21 hp por 8 horas de operación = 133.40kW.h

$$133.40 \text{ kW.h} \times (.4471 + .1841) \times 1.23 + 7.3816 = \text{Q } 110.95/\text{ día}$$

- 5). Costos totales de energía de proceso diarios: Q114.44

Tabla 40
 Estimación de costos de inversión

Rubro	Factor	%	Proceso acuoso
Valor total del equipo			Q1,106,800.00
Costos directos			
Equipo comprado		100.00%	Q378,400.00
Instalación de equipo	valor total del equipo	40.00%	Q413,760.00
Instrumentación y controles	valor total del equipo	20.00%	Q206,880.00
Tuberías			
Tuberías proceso	50% del valor total del equipo		Q118,956.00

Rubro	Factor	%	Proceso acuoso
Aislamiento general	50% del valor total del equipo		Q25,860.00
Equipo y materiales eléctricos	valor total del equipo	25.00%	Q258,600.00
Edificios (incluyendo servicios)	valor total del equipo	40.00%	Q413,760.00
Mejoras al terreno		12.00%	Q0.00
Instalaciones de servicio		55.00%	Q0.00
Terreno		60.00%	Q0.00
Costos Indirectos			
Supervisión e Ingeniería	valor total del equipo	20.00%	Q206,880.00
Costos de construcción	valor de la construcción	20.00%	Q82,752.00
Cargos de contratista	valor total del equipo	20.00%	Q206,880.00
Contingencias	valor total del equipo	40.00%	Q413,760.00
Capital de trabajo (arranque)	valor total del equipo	75.00%	Q775,800.00
Capital total de inversión			Q3,324,106.00

Estimación de costos de producción:

Tabla 41
Costos de producción calculados por valores reales e índices
en función del costo de la materia prima

Costos de producción	% costo total producto	Monto (180 min)
Costos directos de operación	60	Q589,661.08
Materia prima	10-50	Q143,277.02
Mano de obra operativa	4 operarios	Q58,800.00
Supervisión de operaciones	1 supervisor	Q29,400.00
Energía y utilidades	Consumo del balance	Q35,482.35
Vapor	De energía	Q939.60
Electricidad		Q33,285.00
Combustible		Q1,044.00
Refrigeración		Q0.00
Agua		Q213.73
Mantenimiento y reparación	5 % CTI	Q166,205.30
Suministros de operación	1 % costo total de prod.	Q7,163.85
Cargas de laboratorio	1.5-3 % costo total prod.	Q21,491.55

Costos de producción		% costo total producto	Monto (180 min)
Regalías (si no son de un solo pago)		6% costo total de prod.	Q0.00
Catalizadores y solventes			Q0.00
Cargas fijas			
Seguros		1% CTI	Q33,241.06
Renta		0.5 % costo total prod.	Q848.01
Costo de gastos generales de la planta			
Médicos			
Seguridad y protección		4.83 y 10.67 % IGSS	Q19,198.06
Gastos generales de la planta			
Prestaciones laborales		2 salarios anuales	Q32,600.00
Empaque		15 % costo op. dir.	Q81,663.14
Restaurante			
Recreación			
Costo de salvamento de equipo			
Laboratorios de control		1.5-3 % costo total prod.	Q21,491.55
Superintendencia de la planta			
Infraestructura de almacenamiento		1 % costo total de prod.	Q7,163.85
Gastos generales			
Gastos administrativos			
Salarios de gerencia		1 gerente, 1 secretaria	Q140,000.00
Gastos clericales			
Costos de ingeniería y legales			Q29,400.00
Mantenimiento de oficina			Q1,500.00
Comunicación			Q19,200.00
Gastos de distribución y mercadeo		2-20	Q117,600.00
Oficinas de ventas			
Gastos de vendedores			
Transporte			
Anuncios			
Servicios técnicos de ventas			
Investigación y desarrollo		5	Q7,241.00
Total costo de producción			Q972,966.75
Depreciación		10 % CTI	Q110,680.00
Intereses por financiamiento		12.00 %	Q398,892.72
Costos netos (antes de pago de impuestos)			Q1,482,539.47

Análisis financiero

Tabla 42

Análisis de las utilidades del proceso por año en un término de diez años

Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Precio del producto	Q10.40	Q10.40	Q10.40	Q10.40	Q10.40	Q10.40	Q10.40	Q10.40	Q10.40	Q10.40
Ventas programadas (miles L)	125	150	200	400	600	800	900	900	900	900
Monto de venta (miles)	Q1,300	Q1,560	Q2,080	Q4,160	Q6,240	Q8,320	Q9,360	Q9,360	Q9,360	Q9,360
Costo de producción (miles)	Q705,5	Q714	Q731	Q800	Q869	Q938	Q973	Q973	Q973	Q973
Ganancia bruta sin intereses (antes de la depreciación y los impuestos) (miles)	Q594	Q846	Q1,349	Q3,360	Q5,371	Q7,382	Q8,387	Q8,387	Q8,387	Q8,387
Depreciación (lineal, 10 años) (miles)	Q332	Q332	Q332	Q332	Q332	Q332	Q332	Q332	Q332	Q332
Ganancia bruta sin intereses (después de la depreciación y antes de los impuestos) (miles)	Q262	Q513	Q1,016	Q3,027	Q5,038	Q7,049	Q8,055	Q8,055	Q8,055	Q8,055
ISR sin intereses (miles)	Q92	Q180	Q356	Q1,059	Q1,763	Q2,467	Q2,819	Q2,819	Q2,819	Q2,819
Ganancia neta sin intereses (miles)	Q170	Q334	Q660	Q1,968	Q3,275	Q4,582	Q5,236	Q5,235	Q5,236	Q5,236
Interés por financiamiento (miles)	Q399	Q395	Q383	Q353	Q293	Q173	Q53	Q0	Q0	Q0
Pago a capital (miles)	Q0	Q30	Q100	Q250	Q500	Q1,000	Q1,000	Q1,000		
Ganancia neta con intereses (miles)	-Q89	Q47	Q311	Q1,488	Q2,584	Q3,469	Q4,201	Q4,236	Q5,236	Q5,236

G. Comparación de los procesos finalistas.

1. Comparación financiera de procesos. Los métodos de evaluación elegidos por la gerencia (debido a su experiencia y de acuerdo con la política empresarial) para comparar los procesos finalistas fueron:

- a. El costo de capital operativo.
- b. La ganancia neta prevista.
- c. El punto de equilibrio en ventas.
- d. El flujo de fondos del proyecto.

A continuación, el resumen de los resultados del análisis:

Tabla 44
Datos generados del análisis financiero de los procesos finalistas evaluados

Descripción	Lecho fluidificado	Oxidación acuosa
Capital total de inversión	Q3,502,000	3,324,000
Costo de capital operativo	Q 933,000/año	Q973,000
Ganancia neta prevista		
Promedio sin intereses	Q 3,356,500/año	Q 3,193,000/año
Tasa de retorno de inversión simple (sin intereses)	95.84%	96.06%
Promedio con intereses (12%)	Q 2,825,500/año	Q 2,671,800/año
Tasa de retorno de inversión simple (con intereses)	80.68%	80.38%
Punto de equilibrio en ventas		
Con la producción al 100%	89,700 L/año	93,555 L/año
Con la producción en función de las ventas	6,236 L/año	6,212 L/año
TIR de flujo de fondos del proyecto	98.79	103.51
Periodo de pago	3.875 años	3.34 años

2. Documentación de la forma de comparación por ponderación de los procesos.

Tabla 45
Documentación de la forma de comparación por ponderación de los procesos

Factor	Peso	Forma de evaluación	Forma de comparación*
Factores financieros			
Costo de capital	0		

Factor	Peso	Forma de evaluación	Forma de comparación*
Fijo	0	Incluido en el costo del equipo.	
Operativo	4	El presentado en el análisis de proceso (Q).	A
Ganancia neta prevista	5	Según los cálculos presentados anteriormente.	B
Punto de equilibrio de ventas	5	Según la gráfica preparada y la igualación de las ecuaciones de ventas y la producción.	A
Retorno de inversión	0		
Simple	0	No se consideró un factor determinante.	
Con ganancias mínimas	0	No se evaluó por dar importancia a la forma de capitalización y no al potencial del proceso.	
Flujo de caja de descuento	0	No se evaluó por dar importancia a la forma de capitalización y no al potencial del proceso.	
Valor presente neto	0	No se evaluó por dar importancia a la forma de capitalización y no al potencial del proceso.	
Período de pago	0	No se consideró un factor determinante.	
Flujo de fondos del proyecto	5	Medido por la tasa de retorno de inversión de las utilidades del proyecto al sustraer el costo de depreciación y los impuestos.	B

*Ver la explicación del significado de A y B en la tabla inicial.

Posteriormente, se nivelaron los valores obtenidos por medio de las formas de comparación A y B designadas a cada factor obteniendo:

3. Valores nivelados para la evaluación ponderada de procesos (ponderación simple).

Tabla 46
Valores nivelados para la evaluación ponderada de procesos (ponderación simple)

Número	Proceso	Lecho fluidizado	Acuoso
6	Evaluación financiera	9.8351	9.8376
6.6	Ganancia neta prevista	10	9.5129
6.7	Punto de equilibrio de ventas (con producción proporcional a ventas) (lt)	9.9614	10
6.8	Flujo de fondos del proyecto	9.544	10

Los factores de comparación obtenidos fueron promediados por cada categoría y sumados para obtener el puntaje total que se muestra en la tabla; ésta es la primera forma de comparar los resultados, pero no refleja las políticas de la empresa. La ponderación con los pesos otorgados por la gerencia de la empresa dio como resultado la tabla XLVII.

4. Ponderación de los procesos por factores.

Tabla 47
Ponderación de los procesos por factores

Número	Factor a comparar	Lecho fluidizado	Acuoso
6	Factores financieros	49.1756	49.1881
6.6	Ganancia neta prevista	50	47.5644
6.7	Punto de equilibrio en ventas	49.8068	50
6.8	Flujo de fondos del proyecto	47.72	50

Por otro lado, y para formar distintos criterios de ponderación, la gerencia determinó una forma de ponderación por categorías, que se resume así:

Tabla 48
Peso de ponderación por categoría de evaluación de procesos

Categoría	Ponderación
Ponderación a los factores técnicos.	5
Ponderación a los factores de materia prima.	7
Ponderación a los factores de deshechos.	3
Ponderación a los factores de subproductos.	3
Ponderación a los factores de equipo.	9
Ponderación a los factores de costos.	7
Ponderación a los factores financieros.	9
Ponderación a los factores de tiempo.	7
Ponderación a las consideraciones de proceso.	7

5. Ponderación de los procesos por categorías. De la ponderación anterior, se obtuvo la tabla XLIX.

Tabla 49
Ponderación de los procesos por categorías

Factor a comparar	Lecho fluidificado	Acuoso
Factores técnicos	37.54	41.73
Materia prima	69.99	69.81
Deshechos	21.57	10
Subproductos	22.87	18.35
Equipo	61.03	86.08
Costos	31.85	37.3
Evaluación financiera	88.52	88.54
Tiempo	44.21	62.63
Consideraciones de proceso	39.38	70
TOTAL	370.62	442.93

Por último, se comparó el efecto de la ponderación por factores con la ponderación por categorías al utilizar ambas ponderaciones en una misma comparación, obteniendo la siguiente y última comparación de procesos:

Tabla 50
Ponderación de los procesos por factores y categorías

Factor a comparar	Lecho fluidizado	Acuoso
Factores técnicos	159.4	180.95
Flexibilidad del proceso	40	40
Operación continua	40	40
Controles especiales	33.33	26.67
Rendimientos comerciales	39.47	26.32
Dificultades técnicas	37.5	50
Requerimientos de energía	35.21	31.74
Peligros de seg/salud	21.82	21.82
Tiempo de operación	33.33	39.17
Tasa de producción	6.25	49.99
Materia prima	314.99	314.05
Disponibilidad	40	40

Factor a comparar	Lecho fluidizado	Acuoso
Local	50	50
No. de distribuidores	30	30
Simplicidad	49.99	49.73
Deshechos	64.71	30
Cantidad producida	23.14	0
Forma de deshecho	20	20
Subproductos	91.48	73.39
Cantidad producida	25	16.67
Valor	26.48	16.73
Mercados potenciales	40	40
Equipo	238.49	365.58
Disponibilidad	37.5	50
Costo inicial	0	47.28
Requerimientos de reemplazo	30	30
Diseños especiales	38.49	35.2
Costos	107.55	125.33
De materia prima	45.98	39.02
De energía	43.37	40.06
De depreciación	11	21.8
De derechos de patentes	30	30
Operativo	38.43	36.67
Evaluación financiera	88.52	88.54
Ganancia neta prevista	10	9.52
Punto de equilibrio de ventas (producción proporcional a las ventas) (lt)	9.96	10
Flujo de fondos del proyecto	9.54	10
Tiempo	221.05	313.16
De desarrollo del proyecto	31.58	44.74
Consideraciones de proceso	196.88	315
Disponibilidad tecnológica	37.5	50
Materia prima compartida o preferente	0	30
Consistencia del proceso con la política empresarial	25	50
Consistencia con los objetivos generales de la compañía	50	50
TOTAL	1261.5	1596.84

H. Determinación del método escogido.

El análisis financiero de los procesos no arroja mucha luz sobre cuál de los métodos es el mejor, por lo que al hacer la comparación por categorías, el peso del análisis financiero no inclina la balanza a favor del proceso de oxidación por lecho fluidificado. *El método escogido para la producción de ácido húmico es, entonces, el proceso de oxidación en medio acuoso.*

VIII. DISCUSIONES

El método Peters/Timmerhaus es útil cuando se tienen varios métodos propuestos para producir un mismo producto y no se tienen bases suficientes para la elección de uno de ellos. Muchas veces, en la industria, y específicamente en aquella en la que se involucran procesos químicos, se elige el método con el que uno se siente familiarizado, o el método que supone estar mejor documentado. Como consecuencia de esta falta de evaluación de procesos, se obtienen plantas productoras poco eficientes que cobran importancia en la actual era de la globalización y de los tratados comerciales multilaterales. Ahora, aquél que no sea competitivo mundialmente, corre el riesgo de ser desplazado por productos importados.

Por esto, la aplicación de métodos como el expuesto cobra vigencia, pues no sólo se ahorra tiempo en el diseño de un proceso, sino además ayuda a colocar los recursos de inversión con mayor certeza.

En el caso específico de la producción de ácido húmico, se tenían múltiples patentes de métodos de oxidación de carbono, algunas de ellas orientadas únicamente a la producción por lecho fluidificado, y se debía escoger una para elaborar el diseño y la evaluación económica de una planta de proceso de ácido húmico. No siendo capaz de decir con certeza cuál debía ser el método elegido, se decidió volcarse a la literatura para encontrar una respuesta. El resultado del cual es este informe. En donde el lector ha podido constatar la evolución de esta decisión.

Escoger un método de proceso no debe incluir solamente la consideración de la eficiencia del proceso, especialmente en la etapa inicial de evaluación. Los criterios de selección deben incluir una concordancia con la aplicación que se le dará al producto, relacionado directamente con la tolerancia a las impurezas y a las concentraciones a las que se usa el producto.

Para el ácido húmico, su aplicación en la industria agrícola no exige concentraciones altas del producto y es tolerante con las impurezas. Mayor importancia debería dársele a la evaluación del mismo si el destino de aplicación fuera la industria cerámica, donde las concentraciones necesarias son mayores y la tolerancia a las impurezas son mínimas. En este caso, el costo operativo entra en un segundo plano, y el método de oxidación bacteriológica, sin duda, hubiesen ofrecido una ventaja competitiva, comparada con los otros métodos, dados los altos rangos de eficiencia del proceso.

Al momento de escoger un método de proceso, debe mantenerse en mente que el propósito de la evaluación del método es el producto escogido y no los subproductos. El ácido húmico tiene, como subproducto de su oxidación, el ácido fúlvico, el cual, tiene precios en el mercado mayores que los del ácido húmico. La gerencia de la empresa debe decidir, o en todo caso esclarecer, las razones por las cuales surgió la necesidad del estudio de factibilidad de una planta de ácido húmico (la presencia de un mercado

ya establecido, como en este caso) y no perderlas de vista para no desvirtuar el propósito del estudio. Claro está que el valor comercial de los subproductos, así como sus efectos nocivos en el medio ambiente, deben estudiarse, pero este valor comercial no debe ser el que delimite el estudio, ya que se corre el riesgo de invertir recursos en la producción de un producto cuyo mercado no ha sido estudiado.

El ácido húmico presenta un gran potencial en la industria agrícola. Ser pioneros en una industria poco desarrollada y dar asesoría a los consumidores locales garantiza el crecimiento del mercado. La empresa tiene ya un treinta por ciento de la producción de ácido húmico en el país, pero tiene entre sus planes abastecer al mercado centroamericano lo que significa aumentar, en un futuro cercano, de dos a siete veces más, la capacidad anual de producción de los 900,000 litros. El proceso elegido debe considerar esta capacidad de ampliación. Los cálculos efectuados al equipo, en especial al reactor y a los dispositivos de almacenaje, ofrecen ampliar la capacidad del proceso en un 25 por ciento más. Además, la capacidad de producción de la planta puede aumentarse duplicando o triplicando las horas / día de operación; por ello, los procesos que utilicen menos tiempo de elaboración, resultarán ser más productivos que aquéllos con tiempos de elaboración más largos. Un ejemplo de esto es el caso de nuestros procesos finalistas: el proceso de oxidación por lecho fluidificado y tiempos de proceso de 180 minutos puede realizarse ocho veces durante un período de 24 horas. Esto significa una producción total máxima de 3,000,000 litros de ácido húmico al año (utilizando el 25 por ciento de aumento). El proceso de oxidación acuosa, por su lado, puede realizarse 24 veces en 24 horas, teniendo rendimientos de proceso más bajos por lote, este método alcanza una producción anual continua (bajo las mismas condiciones que las del anterior) de 3,375,000 litros al año, equivalente a un 12.5 por ciento más.

En general, tener la posibilidad de estudiar varios métodos de producción no sólo redundaría en el aspecto económico de la empresa, sino trae consigo un conocimiento más profundo del fenómeno que se estudia. Así sucede en el caso de la generación de dióxido de carbono en el proceso, por el conocimiento explícito que debe llegar a manejarse, o por la noción de lo que los métodos de proceso exponen implícitamente.

En la selección de un proceso para producir ácido húmico, esta generación debe considerarse significativa. De existir o volverse más severos los códigos de protección al medio ambiente sobre las emisiones de este gas a la atmósfera, la evaluación de una unidad de captación de dióxido de carbono debe ser evaluada, sus utilidades en la planta consideradas, o mejor aún, la ponderación de procesos no productores del gas debe ser más generosa a la hora de evaluar un proceso y la ponderación debe ser equivalente al costo de tratamiento de gases.

Todo proceso que aplique temperaturas altas al carbón tendrá como resultado la producción de dióxido de carbono. La eficiencia del proceso está relacionada inevitablemente con el contenido de materia volátil en la materia prima utilizada. En el caso del carbón, se reportan porcentajes de materia volátil entre 40.5 y

14 por ciento (para carbón bituminoso y lignita), con un promedio de 29.5 para carbón bituminoso, 34.5 para carbón subbituminoso y 29.5 para lignita (Perry, 1991). Esta materia volátil es en su mayoría de origen orgánico (con contenido carbónico). Para los efectos del análisis, se considerará despedida al ser expuesta a calor en forma de dióxido de carbono.

El porcentaje de pérdida, debido a la concentración de compuestos volátiles en la materia prima, deberá ser tomado en cuenta en los cálculos de rendimiento de los procesos que se evaluarán. En la literatura, los valores de producción de dióxido de carbono variaban en función del proceso, pero sólo dos procesos no reportaban estas emisiones, la oxidación bacteriológica y la oxidación en celda electroquímica; ambas reacciones presentaban mayores rendimientos de ácidos húmicos debido a que los enlaces débiles de los carbonos volátiles no son violentados en el proceso de oxidación. Esto significa que a condiciones de proceso ligeras y tiempos de producción más largos, la eficiencia en la conversión del carbón será mayor.

A condiciones similares de proceso, la emisión de volátiles en la forma de dióxido de carbono será similar para todos los procesos. Es decir, se puede esperar una emisión de dióxido de carbono de alrededor del treinta por ciento del peso de carbón a temperaturas de 200 °C y presiones mayores a la atmosférica.

Para algunos procesos, las emisiones de dióxido de carbono no son el problema más importante para el medio ambiente. De hecho, el uso del dióxido de carbono en la oxidación bacteriológica se requiere para mantener una atmósfera inerte. Más importante en este sentido es el uso de compuestos nocivos a la salud, como los de los procesos ácidos, que son de difícil manejo y requieren tratamientos especiales para su deposición lo que implica unidades de almacenaje, unidades de tratamiento y sobre todo, riesgo. Riesgo por su incidencia en el medio ambiente directamente o en forma indirecta con la liberación de gases ácidos, riesgo humano por el manejo de los mismos, que implica políticas especiales de prevención de accidentes.

La materia prima en la mayoría de los procesos no fue el factor determinante en su elección, excepto en el caso de la oxidación bacteriológica, donde no sólo se trataba del costo de los reactivos usados como suplementos alimenticios de las cepas usadas, sino que la cepa también implicaba altos costos operativos comparados con los procesos que sólo exigen el uso de carbón como materia prima de proceso.

La capacidad para adquirirlos puede ser un problema cuando los distribuidores son pocos o la materia prima es importada, y pueden poner en riesgo la producción de una industria.

El bajo costo del carbón, como materia prima, a su vez hace que cualquier otro factor de costo vuelva a un proceso sensible de ser eliminado sin importar sus rendimientos de producción. Cuando esto sucede, la disponibilidad del equipo de procesos y los montos de desembolso más pequeños adquieren importancia,

pues el costo de inversión eleva los costos fijos de operación, afectados por la depreciación y por los pagos de intereses.

El costo del equipo se ve afectado por el costo del material usado para su construcción, por lo que en los procesos donde el costo de materia prima es bajo, tal como se explicó anteriormente, debe dársele importancia al equipo que no requiere material de construcción especial.

En general, todos los aspectos de diseño deben orientarse hacia la economía, pero una economía que no sólo esté basada en costos de producción, sino a la vez en prevención de accidentes y en compatibilidad con los procesos ya establecidos por la empresa: con materia prima compartida con otros procesos, con conocimiento de la tecnología a utilizar y con la visión que la empresa tiene para sí. Estos factores difíciles de traducir en cifras pueden ponderarse en una comparación como la que este método ofrece.

En la comparación de métodos por las distintas ponderaciones, el proceso de oxidación acuosa fue beneficiado cuando no se consideraron los factores por categorías sino individualmente. Esta relación no varió para las ponderaciones simple y por factores, y se pudo ver por primera vez la similitud entre los procesos finalistas. En ambas ponderaciones, dominan la influencia que la evaluación de los factores técnicos y del equipo tienen sobre la puntuación total.

Sin embargo, esta disposición cambia al añadir el criterio de categorías. Entonces, las consideraciones del proceso (y la consistencia con las políticas empresariales) adquieren importancia, y procesos como el de oxidación con ácido nítrico se colocan bien y parecen ser competitivos. El efecto que la ponderación de categorías tiene es tan fuerte que logra inclinar la balanza a favor del proceso con ácido nítrico, desplazando, al ser considerada además la ponderación de factores, a ambos procesos de oxidación por lecho fluidificado.

Al final, la consistencia en la evaluación es la que da la pauta, y en el criterio formado por el análisis detallado de cada proceso permite dar la certeza de que el ácido nítrico tiene una sola ventaja frente a los procesos oxidativos en fase seca, su afinidad con los procesos de producción de la empresa, pero no ofrece bajos costos de producción, bajos factores de riesgo y de protección al medio ambiente, tiene un promedio de vida más corta, y sus rendimientos no son mejores a los de los otros. Tal como se discutió implícitamente en los párrafos que siguen a la comparación en donde se puntualizan las bondades de los procesos finalistas seleccionados.

Del análisis que se hizo posteriormente a los procesos finalistas, se puede deducir que es correcto asumir que los procesos de oxidación por lecho fluidificado pueden ser analizados como un solo proceso. Como en el caso del proceso de oxidación, en lecho fluidificado en dos etapas, usando este método con tiempos de operación largos, para el proceso de oxidación los costos operativos bajos no hubieran podido contrarrestar

el valor agregado al costo de inversión de capital. Debido al bajo costo de la materia prima, las mejoras en la eficiencia del proceso y en los costos de operación no compensan la inversión extra.

Los cálculos de dimensiones de los reactores para los procesos finalistas son iguales debido a que obedecen al mismo principio, burbujeo de gases hacia una fase no gaseosa. La diferencia entre las dimensiones del reactor para el lecho fluidificado y para el proceso de oxidación acuosa se debe a la diferencia de densidades de la materia que se procesará. En el caso del lecho fluidificado, el carbón tiene una densidad menor a la del agua, lo que lo hace más fácilmente sujeto a ser fluidificado y acarreado por el aire de proceso. Debido a esto, el tamaño del reactor para el proceso de oxidación acuosa es mucho menor que el de la oxidación en fase seca. Cuando se dimensionó el equipo, se utilizaron las condiciones que requerían mayor capacidad del reactor, lo que significa: partículas de tamaño mayor. Por lo tanto, la capacidad del proceso puede aumentar al disminuir el tamaño de las partículas del carbón.

Para los procesos finalistas, las unidades de almacenamiento eran idénticas y los costos de inversión beneficiaron el proceso de oxidación acuosa debido a la existencia en planta de la mayoría del equipo requerido (por la afinidad del proceso con los que ya maneja la industria); sin embargo, el proceso presenta costos operativos mayores, dado el costo mayor de las utilidades del proceso. Esto puede comprenderse al reconocer que las eficiencias reportadas de proceso son más bajas para este proceso que para el del lecho fluidificado. Además, agregar que es necesario calentar más masa (mezcla de agua con carbón) se requiere de más consumo energético y de más insumos como vapor y agua de proceso. A pesar de eso, y debido a que se trata de datos teóricos, estos resultados deberán ser cotejados con datos experimentales para determinar su eficiencia real. De la misma manera, deberá ponderarse la disminución del riesgo de autocombustión en la reacción de oxidación gracias a la presencia del agua.

En el análisis financiero de ambos procesos, se tomó en cuenta que el mercado actual de la empresa es de 125,000 litros por año, y se amplió la producción del mismo; primero, en un veinte por ciento; luego, en un treinta por ciento; finalmente, ascendió a 200,000 litros por año hasta alcanzar la capacidad de producción máxima de la planta. Se consideraron amortizaciones del capital en función de la capacidad de pago obtenida según las ventas programadas. El análisis financiero fue presentado en forma de gráficas para evaluar el punto de equilibrio y el capital acumulado. Las gráficas fueron analizadas numéricamente según las ecuaciones que éstos describen; y sus resultados se observan en la tabla de resultados del análisis financiero. La visualización de dichos valores agiliza la comprensión del fenómeno estudiado, y por esto se escogió presentarlas así.

El punto de equilibrio en ventas fue calculado con un costo de producción al cien por ciento de la capacidad de la planta y a un costo de operación proporcional a las ventas alcanzadas. Para el segundo, se consideró que el margen de contribución era linealmente proporcional al costo de operación, y por lo tanto,

IX. CONCLUSIONES

- A. El proceso de oxidación acuosa del carbón para producir ácido húmico coincide con la tolerancia a impurezas y a las concentraciones de producto requeridas para su aplicación.
- B. La producción de ácido fúlvico como subproducto del proceso de oxidación en solución acuosa no fue determinante en la elección del proceso.
- C. El proceso de oxidación en solución acuosa puede mejorar su capacidad para producir utilizando el 25 por ciento de sobredimensionamiento otorgado en el cálculo, aumentando las horas de operación del proceso.
- D. La disminución del tamaño de las partículas de carbón en el proceso puede mejorar el rendimiento del mismo, pero para evaluarlo debe incluirse un estudio de costo beneficio.
- E. La baja eficiencia reportada en la literatura para este proceso influyó negativamente en su análisis financiero.
- F. El uso de agua en el proceso de oxidación acuosa, teóricamente, aumenta la velocidad de reacción, y como se calculó, tiene una incidencia negativa en los costos de utilidades por el costo que implica calentar una cantidad de material mayor al del proceso de oxidación en el lecho fluidificado.
- G. El uso de agua en el proceso de oxidación acuosa tiene, como beneficio, prevenir la autocombustión del carbón.
- H. El uso de agua en el proceso disminuye el tamaño del reactor necesario al disminuir la posibilidad de acarreo de partículas por el flujo de aire, disminuyendo los costos de inversión fija.
- I. La disponibilidad del equipo de proceso fue un factor determinante en la elección del proceso acuoso para la producción del ácido húmico.
- J. Los factores técnicos del proceso influyeron en la elección del proceso de oxidación acuosa, pero no fueron determinantes, pues también beneficiaron al proceso de oxidación por lecho fluidificado.
- K. Las consideraciones del proceso y la consistencia con las políticas empresariales fueron los factores más importantes para determinar el proceso de producción de ácido húmico.

- L. El proceso de oxidación acuosa de carbón tiene una tasa de retorno de inversión por flujo de fondos del proyecto mejor a la tasa del proceso en lecho fluidificado.
- M. El proceso de oxidación acuosa tiene costos operativos más altos que el proceso de oxidación en el lecho fluidificado.
- N. El proceso de oxidación acuosa tiene costos de inversión fija más bajos que el proceso de oxidación en el lecho fluidificado.
- O. El tiempo de recuperación para ambos procesos finalistas son equivalentes.
- P. El punto de equilibrio de ambos métodos es análogo cuando se calcula de manera proporcional a las ventas esperadas.
- Q. El análisis financiero no favoreció a ningún método finalista sobre otro.
- R. Ambos métodos tienen rentabilidades similares.

X. RECOMENDACIONES

A. Para mejorar la capacidad de producción del proceso de oxidación acuosa, se recomienda optimizar el proceso en los siguientes aspectos:

1. Aumentar los ciclos de producción por día.
2. Utilizar el equipo diseñado al cien por ciento de su capacidad.
3. Disminuir el tamaño de la partícula.
4. Evaluar el costo de la molienda en función del tamaño de la partícula.
5. Evaluar el uso de dos molinos (molienda gruesa y molienda fina) para disminuir el rango de tamaño de la partícula utilizada y tener menos segregación de partículas.
6. Ajustar los valores de recuperación de manejo de sólidos en los molinos, tamices, transportadores, ciclones y filtros a valores experimentales, en función del tamaño de la partícula que se utilizó para obtener mejores eficiencias considerando la cantidad de materia prima usada.
7. Obtener datos experimentales sobre la porosidad del lecho de carbón en reposo para calcular mejor el equipo.
8. Determinar que el nivel de oxígeno presente en el proceso sea suficiente para oxidar el cuarenta por ciento del carbón presente durante el período de reacción, y entonces, determinar si la relación con la velocidad de operación del gas en función del tiempo de proceso es la adecuada para obtener una conversión completa.
9. Evaluar la utilización del gas de salida del proceso para mejorar la economía de éste al precalentar el agente oxidante.
10. Evaluar la concentración mínima de agua para el lodo de carbón necesaria para el proceso.
11. Evaluar el efecto de la reacción de oxidación del carbón con el agua y determinar si el uso de un flujo constante de agua favorece a la producción de ácido húmico contra el uso de agua estancada.

Debido a que el análisis financiero no arroja grandes diferencias entre ambos métodos finalistas, se recomienda realizar pruebas experimentales de ambos métodos para determinar la eficiencia de laboratorio de ambos y determinar si los valores dados en la literatura son fieles al proceso descrito.

B. Debido al supuesto efecto favorable del agua para evitar la autocombustión del carbón, se recomienda evaluar el potencial de autocombustión del carbón a las temperaturas utilizadas durante el proceso en fase seca.

XI. BIBLIOGRAFÍA

- A. Calemma, V. et al. **Patente de los Estados Unidos de América**. Número 5,248,814.
- B. Calemma, V. et al. **Patente de los Estados Unidos de América**. Número 4,788,360.
- C. Cronje, Izak . **Patente de los Estados Unidos de América**. Número 4,912,256.
- D. Srivastava, et al. **Patente de los Estados Unidos de América**. Número 5,854,032.
- E. Vaughman, et al. **Patente de los Estados Unidos de América**. Número 4,592,814.
- F. Schulz. **Patente de los Estados Unidos de América**. Número 4,239,613.
- G. **Enciclopedia de Procesos de Ingeniería Química**.
- H. Mc Cabe, W. y J. Smith (1991). **Operaciones básicas de Ingeniería Química**. 4ª. edición. McGraw-Hill.
- I. Perry, R. et al. (1991). **Biblioteca del Ingeniero Químico**. 5ª. edición. Mc Graw-Hill.
- J. Balzhiser, R. et al. (1984). **Termodinámica Química para Ingenieros**. Prentice-Hall Hispanoamericana S.A.
- K. Peters, M. y K. Timmerhaus (1991). **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. Mc Graw- Hill.
- L. Bio Ag Technnologies International (internet).
- M. Centro de Ciencias Medioambientales CSIC www.csic.es
- N. Nelson, N et al. **Patente de los Estados Unidos de América**. Número 3.398.186.
- O. Mortimer, C. (1983). **Química**. 5ª. edición. World Composition Services, Inc.
- P. Treybal, R. (1988). **Operaciones de transferencia de masa**. 2ª. edición. Mc Graw-Hill.

APÉNDICE A

ABREVIATURAS, NOTACIÓN Y SIGLAS

A. Abreviaturas.

AIT = temperatura de autoignición	AH = ácido húmico
Bacter = bacteriológico (a)	C = carbono
CO = monóxido de carbono	CO ₂ = dióxido de carbono
conc. = concentración de la mezcla, del reactivo...	DOG = perro
Efic. = eficiencia	Fe = hierro
Fulv = ácido fúlvico	g = gas
H = hidrógeno	HMN = humano
H ₂ O = agua	H ₂ SO ₄ = ácido sulfúrico
IHL = inhalado	INV = intravenoso
l = líquido	LD50 = media de la dosis letal
LDLO = límite de dosis más baja	LFL = límite inflamable inferior
LOI = índice limitante de oxígeno baja	LTEL = índice limitante de la dosis tóxica más baja
MAN = mandril	MP = materia prima
MUS = musk rat	nec. = necesaria (o)
No. = número	O ₂ , O = oxígeno
ORL = oral	P = producto
Prod = producción	RAT = rata
RBT = conejo	res = residuos
s = sólido	S = subproducto
SCU = subcutáneo	STEL
TLV = valor límite de acumulación de compuestos tóxicos	Transv = transversal
UFL = límite inflamable superior	

B. Notación.

C _v = calor específico del compuesto a volumen constante	A = área
C _p = calor específico del compuesto a presión constante	D = diámetro
Db = diámetro de burbuja	D _p = diámetro promedio de partícula
e = electrón	E = energía requerida por celda electrostática
g = gravedad (9.81 m/s ²)	i = corriente
K _a = constante de equilibrio	m ³ = metros cúbicos
n = número de moles	PM = peso molecular (g/mol, Kg/ kmol)
p/p = peso sobre peso	Q = energía calorífica del sistema
R = constante de los gases ideales	r = radio

t = tiempo
Kelvin)

T_b = temperatura de ebullición

U = energía interna del sistema
reactor (m/s)

u_{op} = velocidad de operación

\underline{V} = volumen específico de compuesto

V_{0M} = velocidad de fluidización mínima

W = trabajo del sistema

[X] = concentración del compuesto

T = temperatura (generalmente en

T_m = temperatura de fusión

u_t = velocidad terminal de partícula en el

V = volumen del sistema

v/v = volumen sobre volumen

V = voltaje

x_s = fracción de sólido (volumen)

C. Símbolos griegos.

ρ_p = densidad de la partícula (Kg/ m³)

ρ_c = densidad de compuesto

ΔT = gradiente de temperatura que sufre el sistema

μ = viscosidad de la mezcla

% p/p = porcentaje de peso en función del peso

ΔP = gradiente de presión que sufre el sistema

ρ_g = densidad del gas (Kg/ m³)

ϵ = porosidad del lecho sólido

Φ_s = esfericidad de partícula

γ = velocidad de reacción

ΔG°_f = energía de formación de Gibb

D. Subíndices.

e = entrada

op = operación

(g) = gas

s = salida

(l) = líquido

(s) = sólido

E. Siglas.

A = amperios

g = gramos

gpm = galones por minuto

Kg = kilogramos

km = kilómetros

kW.h = kilowatt hora, consumo de energía

hp = Horse power, potencia de un motor

L = litros

M = mol

ml = mililitros

mm = milímetros

ppm = partes por millón

atm = atmósferas = 101,325 N.m²

gal = galón

K = grados Kelvin

kJ = kilojoules

kmol = kilomol

h = horas

J = Joules

m = metro

Mg = miligramos

min = minutos

N = newtons (Kg.m/s²)

psi = libras por pulgadas cuadradas

Q = quetzales

ton = tonelada métrica (1000 Kg)

W = watts o vatios

µm = micrómetros o micras

s = segundos

V = volts

° C = grados Celsius

F. Significados de códigos para “frases de riesgo”.

R1 Explosivo cuando está seco.

R2 Riesgo de explosión por golpe, fricción, fuego u otra fuente de ignición.

R3 Riesgo extremo de explosión por golpe, fricción, fuego u otra fuente de ignición.

R4 Forma compuestos metálicos explosivos muy sensibles.

R5 El calentamiento puede causar explosiones.

R6 Explosivo, con o sin contacto con el aire.

R7 Puede causar fuego.

R8 Al contacto con material combustible, puede causar fuego.

R9 Es explosivo cuando se mezcla con material combustible.

R10 Inflamable.

R11 Altamente inflamable.

R12 Extremadamente inflamable.

R13 Gas licuado extremadamente inflamable.

R14 Reacciona violentamente con el agua.

R15 El contacto con el agua libera gases extremadamente inflamables.

R16 Explosivo al mezclarse con sustancias oxidantes.

R17 Inflamable espontáneamente con el aire.

R18 Al usarse, puede formar mezclas de vapor / aire inflamables.

R19 Puede formar peróxidos explosivos.

R20 Dañino por inhalación.

R21 Dañino en contacto con la piel.

R22 Dañino al ingerir.

R23 Tóxico por inhalación.

R24 Tóxico en contacto con la piel.

R25 Tóxico si es ingerido.

R26 Muy tóxico por inhalación.

R27 Muy tóxico al tener contacto con la piel.

R28 Muy tóxico si es ingerido.

R29 Al contacto con el agua, libera gases tóxicos.

R30 Puede volverse altamente inflamable al usarse.

R31 Al contacto con ácidos, libera gases tóxicos.

R32 Al contacto con ácidos, libera gases muy tóxicos.

R33 Peligro de efectos acumulativos.

- R34 Produce quemaduras.
- R35 Causa quemaduras severas.
- R36 Irritante a los ojos.
- R37 Irritante para el sistema respiratorio.
- R38 Irrita la piel.
- R39 Peligro de efectos irreversibles muy serios.
- R40 Riesgo de efectos irreversibles.
- R41 Riesgo de daño severo a los ojos.
- R42 Puede causar sensibilidad por inhalación.
- R43 Puede causar sensibilidad bajo contacto con la piel.
- R44 Riesgo de explosión si se calienta en lugar encerrado.
- R45 Puede causar cáncer.
- R46 Puede causar daños genéticos heredables.
- R47 Puede causar defectos al nacimiento.
- R48 Peligro de serios daños a la salud por exposición prolongada.
- R49 Puede causar cáncer por inhalación.
- R50 Muy tóxico para organismos acuáticos.
- R51 Tóxico para organismos acuáticos.
- R52 Dañino para organismos acuáticos.
- R53 Puede causar efectos adversos de largo plazo en el ambiente acuático.
- R54 Tóxico para la flora.
- R55 Tóxico para la fauna.
- R56 Tóxico para organismos subterráneos.
- R57 Tóxico para las abejas.
- R58 Puede causar efectos adversos de largo plazo en el ambiente.
- R59 Dañino para la capa de ozono.
- R60 Puede impedir la fertilidad.
- R61 Puede causar daños a neonatos.
- R62 Riesgo de infertilidad.
- R63 Posible riesgo de daño a niños neonatos.
- R64 Puede causar daño a lactantes.
- R65 Dañino si es ingerido, puede causar daños al pulmón
- R66 La exposición repetida puede causar sequedad y agrietamiento en la piel.
- R67 Los vapores pueden ocasionar náusea y mareo.

APÉNDICE B

DESCRIPCIÓN DE LAS PROPIEDADES DE COMPUESTOS

Aire: Composición:	Nitrógeno	78%
	Oxígeno	20.95%
	Argón	0.93%
	Dióxido de carbono	0.03%
	Neón	0.0018%
	Helio	0.0005%

Densidades a 200°C

Tabla 51

Presión	Densidad (dm ³ /Kg)	Entalpía (KJ/Kg)	Entropía (KJ/Kg K)
1 atm	1723	452.2	7.365
3 atm			
5 atm	258.8	451.8	6.818

Ácido húmico: Composición: pH = 3.25-3.5

densidad de bulo = 2000 lb/yd² = 1095.31 Kg./m³

CEC = 26 meq/100 gr

EC = 0.34 mmhos/cm

Ácido fúlvico: Composición:	Carbón	43.2%
	Hidrógeno	4.0%
	Nitrógeno	0.83%
	Sodio	0.27%
	Hierro	0.013%
	Ceniza	< 1.0

Dióxido de carbono: Densidades a 200°C

P = 1 atm 1000dm³/Kg

P = 3 atm 300 dm³/Kg

P = 5 atm 150 dm³/Kg

Carbón: Composición:	Carbón	Oxígeno	Hidrógeno
	Nitrógeno	Azufre	

APÉNDICE C

DESCRIPCIÓN DE LOS CÁLCULOS REALIZADOS

A. Balance de masa de procesos.

El balance de masa se hizo a partir de la unidad diaria en Kg de ácido húmico que es necesario producir. Se consideró, que la planta extractora para la que se hace el estudio pretende procesar 300 toneladas de carbón (que se asume que tendrá una concentración de ácido húmico del cuarenta por ciento (p/p) que cuentan con un proceso de extracción del noventa por ciento efectivo) para dar una producción de 900,000 litros anuales de ácido húmico al doce por ciento (p/p). Aproximando la densidad de la solución a la unidad, se tiene:

$$\frac{300,000 \text{ Kg carbón} \times 40 \text{ Kg AH}}{100 \text{ Kg carbón}} = 120,000 \text{ Kg.AH/año}$$

Teniendo como base un año de 300 días laborales, se produce diariamente:

$$\frac{120,000 \text{ Kg. AH} \times 1 \text{ año}}{300 \text{ días}} = 400 \text{ Kg AH/día}$$

Se inició el cálculo de balance de masa con la salida del producto hacia la unidad de extracción y se calculó el aumento de masa teniendo en cuenta las pérdidas por emisiones de cada equipo así:

$$\text{Masa de entrada AH} = \text{masa de salida AH} \times \frac{100}{(100-10 \% \text{ pérdidas por emisión})}$$

$$\begin{aligned} \text{AH que entra a la unidad extracción} &= 400 \text{ Kg. AH salen} \times \frac{100}{(100-10)} \\ &= 444 \text{ Kg. AH entran en la unidad extracción} \end{aligned}$$

La eficiencia de reacción por reactor se calculó de la siguiente manera (los cálculos reportados por la bibliografía se hacían con base en el peso de la materia prima):

$$\text{Masa de entrada de carbón} = \text{Masa de salida de AH} \times \frac{100}{\text{eficiencia de reacción}}$$

$$\begin{aligned} \text{Carbón que entra en el reactor} &= 448.93 \text{ Kg./día} \times \frac{100}{45} \\ &= 997.73 \text{ Kg./día carbón} \end{aligned}$$

Cuando la masa del ácido húmico producido había sido calculada en los datos bibliográficos en función de la masa de carbono de la materia prima:

$$\text{Masa de carbón} = \text{Masa s de AH} \times \frac{100}{\text{Eficiencia de reacción}} \times \frac{\% \text{ C en AH}}{\% \text{ C en carbón}}$$

$$\begin{aligned} \text{Carbón que entra en el reactor} &= 56.12 \text{ Kg./hora} \times (100/38.6) \times (55\% \text{ C en AH} / 80\% \text{ C en carbón}) \\ &= 99.95 \text{ Kg/hora carbón} \end{aligned}$$

Después de haber calculado el balance de masa del ácido húmico y su materia prima, se procedió a calcular el balance de masa para los otros reactivos y subproductos de la siguiente manera:

Cálculo de la cantidad de un solo reactivo en función del peso del carbón (materia prima):

$$\text{Masa del reactivo} = \frac{\text{Masa materia prima}}{\% \text{ materia prima}} - \text{Masa materia prima}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa del agua} &= 99.95 \text{ Kg./hora carbón} / 0.70 - 99.95 \text{ Kg/hora} \\ &= 42.84 \text{ Kg/hora agua} \end{aligned}$$

Cálculo de la cantidad de varios reactivos en función de su concentración molar en la mezcla:

$$\text{Masa de reactivo} = \frac{\text{Moles reactivo} \times \text{PM reactivo}}{\text{Litro} \times \text{conc.}} \times \frac{\text{masa carbón}}{\text{densidad reactivo} \times \% \text{ carbón en mezcla}}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa de ácido sulfúrico} &= \frac{5 \text{ kmol/ m}^3}{50\% \text{ conc}} \times \frac{98.0774 \text{ Kg./kmol}}{1325.3 \text{ Kg/ m}^3} \times \frac{522 \text{ Kg carbón}}{10\% \text{ carbón}} \\ &= 3942.36 \text{ Kg ácido sulfúrico al 50\%} = 2.97 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{SO}_4 \end{aligned}$$

Reactivos en función de otro reactivo:

$$\text{Masa de reactivo 2} = \text{masa de reactivo 1} \times \% \text{ de reactivo 2 en función de reactivo 1}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa de cloruro de potasio} &= \text{Masa inóculo} \times \% \text{ de cloruro de potasio en masa inóculo} \\ &= 472.56 \text{ Kg. inóculo} \times 0.16\% \text{ de cloruro de potasio en inóculo} \\ &= 0.76 \text{ Kg. de cloruro de potasio} \end{aligned}$$

Balances de masa para subproductos en función del peso de la materia prima:

$$\text{Masa subproducto} = \text{masa materia prima} \times (\% \text{ concentración o eficiencia de la reacción})$$

Masa de ácido fúlvico = masa carbón x eficiencia de la reacción

$$\begin{aligned} \text{Masa de ácido fúlvico} &= 522.07 \text{ Kg. carbón} \times 3.5\% \\ &= 18.27 \text{ Kg. ácido fúlvico} \end{aligned}$$

Balances de masa para subproductos en función de su contenido de carbono:

$$\text{Masa subproducto} = \text{Masa materia prima} \times \frac{\text{conc. C materia prima} \times (\% \text{conc. / eficiencia})}{\text{conc. C reactivo}}$$

Masa de dióxido de carbono = Masa de carbón x conc. C en carbón x % conc.

$$\begin{aligned} &\text{conc. C en CO}_2 \\ &= 407.65 \text{ Kg carbón} \times 80\% \text{ C en carbón} \times 12.8\% \text{ CO}_2 \\ &\quad 27.3\% \text{ C en CO}_2 \\ &= 152.91 \text{ Kg CO}_2 \end{aligned}$$

Balance de masa para el agente oxidante de reacción:

Masa agente oxidante = Sumatoria de masa de oxígeno necesaria para cada producto / subproducto x2 /
conc. oxígeno en agente oxidante

Masa de oxígeno necesario para cada producto =

$$\frac{\text{Masa producto} \times \% \text{ carbono en producto} \times 1 \text{ kmol O}_2 \times \text{PM O}_2 \times \% \text{ C oxidado} / \text{producto}}{\text{PM carbono} \quad 1 \text{ kmol C}}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa O}_2 \text{ oxidación AH} &= \frac{444.71 \text{ Kg. AH} \times 55\% \text{ C/AH} \times 31.998 \text{ Kg/kmol} \times 40\%}{12.011 \text{ Kg./kmol}} \end{aligned}$$

$$= 260.64 \text{ Kg. O}_2 \text{ para oxidar AH}$$

Balances de masa por pérdidas de emisiones de reactivos y productos:

Masa de salida = Masa de entrada x (100 – porcentaje de pérdidas)/100

$$\text{Masa de salida en transportador de carbón} = 407.69 \text{ Kg.} \times (100 - 0.01)/100 = 407.65$$

B. Balance de energía para la primera comparación de procesos.

Los cálculos se realizaron asumiendo que se posea un sistema cerrado de una mezcla ideal que cumple con la regla de Lewis y Randall; en las desviaciones del comportamiento de la ley de gases ideales pueden ser corregidas por una variable, la fugacidad específica del sistema (sumatoria de las fugacidades específicas de cada componente por su fracción molar), cuando las condiciones iniciales de presión y temperatura son 1 atmósfera y 25 °C:

$$dU = Q + W = C_v \Delta T + P_x \Delta V + E$$

donde E es la energía requerida por la celda electrostática en el caso de la oxidación por celda electrostática:

$$E = i \times V \times t$$

V = sumatoria de (masa de cada reactivo / densidad de reactivo a la temperatura de operación \times fracción de su concentración). Asumiendo un comportamiento de mezclas ideales debido a que ninguna de las presiones propuestas en los métodos analizados requieren presiones mayores a cinco atmósferas, se obtiene la siguiente ecuación por la ley de gases ideales:

$$PV = nRT$$

$$V = nRT/P$$

$$dV = nRTdP \text{ a } T \text{ constante}$$

$$W = \int PdV$$

$$W = nRT \int \frac{dP}{P}$$

$$W = nRT \ln(P_2/P_1)$$

El número de moles en la reacción es,

$$\text{Kilomoles de ácido sulfúrico} = 3942.36 \text{ Kg.} / 98.0774 \text{ Kg./kmol} = 40.1964 \text{ kmoles}$$

$$\text{Kilomoles de sulfato de hierro} = 168.61 / 151.91 \text{ Kg./kmol} = 1.10993 \text{ kmoles}$$

$$\text{Kilomoles de agua} = 1119.71 \text{ Kg.} / 18.0152 \text{ Kg./kmol} = 62.1536 \text{ kmoles}$$

$$\text{Kilomoles de carbón} = 522.07 \text{ Kg.} / 12.011 \text{ Kg./kmol} = 43.46599 \text{ kmoles}$$

Esto tomando en cuenta que el carbón es un polímero donde la unidad básica o monómero es el átomo de carbono.

Kilomoles totales = $(40.1964 + 1.10993 + 62.1536 + 43.46599) = 146.92596$ kmoles mezcla.

Entonces, el trabajo del reactor se calcula así:

$$W = 146.92596 \text{ kmoles} \times 8.3144 \times 115 \times \ln(1/1) \\ = 0 \text{ Joules}$$

Para el carbón sólido, $C_v = 0.93784$ Joules/Kg. K. Para un sistema de multicomponentes como la solución de ácido sulfúrico, agua y carbón evaluada se tiene que,

$$Q = (C_v(\text{ácido sulfúrico}) \times \underline{n} \text{ ácido sulfúrico} + C_v(\text{Agua}) \times \underline{n} \text{ agua} + C_v \text{ carbón} \times \underline{n} \text{ carbón} + C_v(\text{sulfato de hierro}) \times \underline{n} \text{ sulfato de hierro}) \times \Delta T$$

$$Q = (3942.36 \text{ Kg} \times 1.6538 + 1119.71 \times 4.3961 + 522.07 \times 0.9378 + 158.61 \times 277.16) \times 115^\circ \\ = 6,427,865.71 \text{ Joules}$$

Para la celda electrolítica,

$$U = 6427865.71 + 0 + 33,000 \\ = 6460865.71 \text{ J}$$

C. Capacidad requerida del reactor.

Cálculo de ciclos diarios de operación:

$$\text{Ciclos diarios de operación} = 8 \text{ horas} / \text{día} / \text{horas de operación por lote} \\ = 8 \text{ horas} / \text{día} / 1 \text{ hora} / \text{lote} \\ = 8 \text{ lotes} / \text{día}$$

Cálculo de masa de materia prima por lote:

Como todo el cálculo de masa está basado en el producto final del ácido húmico, simplemente dividimos los 400 Kg. de AH producido a diario dentro del número de lotes calculados e ingresamos ese nuevo dato a la hoja de cálculo:

$$\text{Masa de AH por lote} = 400 \text{ Kg.} / \text{día} / 8 \text{ lotes} / \text{día} = 50 \text{ Kg.} / \text{lote}$$

Capacidad requerida del reactor para el proceso de oxidación acuosa y en lecho fluidificado según las ecuaciones de flujo del fluido alrededor de cuerpos sumergidos, se tiene:

$$\frac{\Delta P \times g_l \times \Phi_s D_p \times \epsilon^3}{L \rho V_o^2} = \frac{150 (1-\epsilon) + 1.75}{V_{oM} \approx \frac{g \times (\rho_p - \rho_f) \times \epsilon^3 \times \Phi_s^2 D_p^2}{150 \times \mu \times (1-\epsilon)}}$$

Tomando de la literatura las propiedades del carbón y del aire a la temperatura y presiones de operación, y calculando la viscosidad del agua a 200° C para el reactor de carbón en solución acuosa con una mezcla de líquido sólido, se obtiene:

$$\begin{aligned} \mu_M &= \mu_1 \times (1 + 1.56 \times X_s / (0.52 - X_s)) \times 0.001 \\ &= 0.1 \times (1 + (1.56 \times 0.2219) / (0.52 - 0.515)) \times 0.001 \\ &= 0.0244 \end{aligned}$$

Asumiendo que la mezcla obedece a la regla de Lewis y Randall, se calcula la densidad del lodo de carbón.

$$\begin{aligned} \rho_{lodo} &= x_{agua} (\rho_{agua}) + x_{carbón} (\rho_{carbón}) \\ &= 0.7 \times (41.5 / (2.205 \times 0.02831)) + 0.3 \times (0.8628 \times 1000) \\ &= 724.2092397 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

Con estos datos, y tomando en cuenta que el comportamiento del lecho burbujeadado será el mismo que el del lecho fluidificado debido a la baja concentración de agua en el lodo, se obtiene la velocidad de fluidización mínima:

$$\begin{aligned} V_{oM} &\approx \frac{9.81 \text{ m/s}^2 \times (724.2092397 \text{ Kg/m}^3 - 0.000580383 \text{ Kg/m}^3) \times (0.605)^3 \times (0.65)^2 \times (0.001 \text{ m})^2}{150 \times 0.0244 \text{ N/(s/m}^2)} \\ &= 0.000457 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Cálculo de la presión del lecho:

$$\text{Presión} = \text{peso del lecho sólido} / \text{área del lecho sólido}$$

Usando la sumatoria de los pesos de los productos y subproductos oxidados o de los reactivos (lo que resulte más pesado), más los pesos de medios y catalizadores, se asume un área de un metro cuadrado:

Peso = suma de la masa de AH, AF, residuo, agua (para la oxidación acuosa) x g

Presión = suma de la masa de AH, AF, residuo, agua (para la oxidación acuosa) x g

Área del reactor

$$\begin{aligned}\Delta P &= (110.94 \text{ Kg carbon} + 47.55 \text{ Kg agua}) \times 9.81 \text{ m/s}^2 / 1 \text{ m}^2 \\ &= 1554.79 \text{ N/m}^2\end{aligned}$$

Cálculo de la altura mínima de fluidización:

La expansión mínima del lecho se describe mediante la ecuación:

$$\Delta P = g \times (1-\epsilon) \times (\rho_p - \rho_g) \times L$$

Entonces,

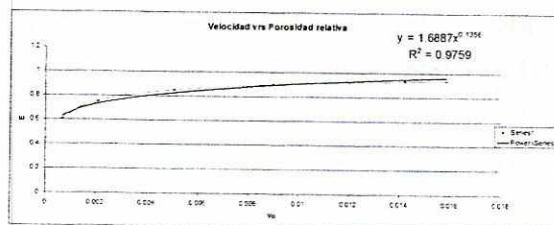
$$\begin{aligned}L &= \Delta P / (g \times (1-\epsilon) \times (\rho_p - \rho_g)) \\ &= 1554.79 \text{ N/m}^2 / (9.81 \text{ m/s}^2 \times (1-0.605) \times (724.20 - 0.580383) \text{ Kg/m}^3) \\ &= 0.55 \text{ m}\end{aligned}$$

Se calcula la velocidad límite o de arrastre de la partícula tomando en cuenta que el sistema opera con partículas de diámetro menor o igual a 1mm. Por ello, tendrán un número de Reynolds de partícula, laminar, y responderán a la siguiente relación:

$$\begin{aligned}u_t &= 8.33 \times V_{0M} \times (1-\epsilon) / (\epsilon^3 \times \Phi s^2) \\ &= 8.33 \times 0.000457 \text{ m/s} \times (1-0.605) / ((0.605)^3 \times (0.65)^2) \\ &= 0.01046 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Se graficó la porosidad del lecho en función de la velocidad de fluidización, obteniendo la gráfica siguiente:

Gráfica XVI



Y se encontró la altura de fluidización a velocidad límite con la porosidad máxima encontrada en la gráfica:

$$L = \Delta P / (g \times (1-\epsilon) \times (\rho_p - \rho_g))$$

$$= 1554.79 / (9.81 \times (1-0.936) \times (724.21 - 0.580383))$$

$$= 3.45 \text{ m}$$

Para esta altura, se asume un uso del recipiente del 75 por ciento de su capacidad y se multiplica por un factor de seguridad (diez por ciento).

$$L(\text{reactor}) = 3.45 \times 1.10 / 0.75$$

$$5.06 \text{ m}$$

Debido a que ésta es la altura para un reactor operando a su velocidad límite de arrastre, y ya que la velocidad límite de arrastre traería como consecuencia la pérdida de materia prima y de producto, y por lo tanto la baja eficiencia del proceso, se decidió en forma aleatoria utilizar una velocidad de reacción igual al 75 por ciento de la velocidad límite.

$$V_{op} = 0.75 \times u_t$$

$$= 0.75 \times 0.01046 \text{ m/s}$$

$$= 0.0078 \text{ m/s}$$

A esta velocidad, la porosidad del lecho fluidificado es igual a 0.8751 y la altura del reactor está dada por:

$$L_{op} = L_o \times (1 - \epsilon_o) / (1 - \epsilon_{op})$$

$$= 0.55 \text{ m} \times (1 - 0.605) / (1 - 0.8751)$$

$$= 1.7538 \text{ m}$$

Multiplicando por los factores de seguridad anteriores, se obtiene:

$$L_{op} = 2.57 \text{ m}$$

La capacidad requerida del reactor en lecho fluidificado es análoga a la vista anteriormente, pues se usan las mismas temperaturas, gases y tamaño de partícula, con la diferencia de que la viscosidad usada para el cálculo es la viscosidad del gas a la temperatura de operación y, la densidad de la partícula es la del carbón puro.

D. Capacidad requerida de otros equipos.

Cálculo de recipientes en función de la capacidad requerida:

Volumen de sólidos y líquidos puros a la temperatura de operación

$$\begin{aligned} V &= \text{masa} / \text{densidad} \\ &= 197.88 \text{ Kg} / 41.5 \text{ lb/ft}^3 / (0.0624 \text{ lb/ft}^3 / \text{Kg/m}^3) \\ &= 197.88 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

Volumen de mezclas sólido-líquido que obedecen la regla de Lewis Randall a la temperatura de operación:

$$\begin{aligned} V(\text{mezcla}) &= \sum V_{\text{compuesto}} \times \text{masa compuesto} \\ V(\text{mezcla}) &= \sum \text{masa}_{\text{compuesto}} / \rho_c \\ &= 42.84 \text{ Kg} / 1000 \text{ Kg/m}^3 \text{ agua} + 99.95 \text{ Kg} / 665.06 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 0.193 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

1. Tanque de agitación y reactor. Su capacidad se determina en función del volumen de operación y se le incluyen ciertos factores de seguridad.

2. Molino. La capacidad del molino se determinó calculando los requerimientos de proceso de masa por hora.

$$Q = \text{masa a procesar} / \text{número de horas de operación}$$

$$Q = 106 \text{ Kg carbón/1 hora}$$

$$Q = 106 \text{ Kg/h de carbón}$$

Se compara entonces la capacidad de procesamiento de masa real con el equipo citado en la literatura, y por medio de gráficas de costo en función de capacidad, se encuentra la capacidad mínima del equipo existente ideal para el proceso y el costo del equipo, asumiendo el material de fabricación más económico. Y se obtienen los instrumentos y servicios que incluye dicho costo.

3. Tamiz. La capacidad del tamiz está calculada también en función de la masa a procesar por unidad de tiempo.

4. Transportador. La capacidad del transportador está determinada en función del tipo del transportador a usar, para transportadores de fluidos como líquidos, mezclas líquidas, gases o vapores o fluidificar sólidos se usan bombas y compresores, y el cálculo de la capacidad requerida se hace en el diseño preliminar en función del volumen que se transportará por unidad de tiempo.

5. Compresor. El volumen de operación por unidad de tiempo está dado por el cálculo del flujo de aire necesario para oxidar el carbón que se necesita para producir las cantidades calculadas de ácido húmico, ácido fúlvico y dióxido de carbono.

El cálculo de oxígeno necesario para oxidar dichos productos está dado por:

$$\begin{aligned} & (\text{Kg AH} \times 0.55 + \text{Kg CO}_2 \times 0.273 + \text{Kg AF} \times 0.4) \times 15.999 \times 2/12.011 \\ & = (62.29 \text{ Kg} \times 0.55 + 123.87 \text{ Kg} + 1.44 \text{ Kg} \times 0.4) \times 15.999 \times 2/12.011 \\ & = 422.80 \text{ Kg O}_2 \end{aligned}$$

A 200° C y 1 atmósfera de presión, la densidad del aire es = 1.723 m³/Kg.

$$\begin{aligned} \text{Volumen de aire en función del tiempo que pasa por el reactor} &= \frac{1.723 \text{ m}^3/\text{Kg} \times 422.8 \text{ Kg O}_2/\text{h}}{20.95 \text{ Kg O}_2 / 100 \text{ Kg aire}} \\ &= 3,642.43 \text{ m}^3 \text{ aire/h} \\ &= 2,143.85 \text{ ft}^3 \text{ aire/min} \end{aligned}$$

A presiones bajas, el aire se comporta como un gas ideal; entonces:

$$\Delta PV = nRT$$

$$\Delta P \text{ op (reactor)} = 1554.79 \text{ N/ m}^2$$

$$\Delta P \text{ op (compresor)} = 100 \text{ psi}$$

$$= 6894800 \text{ N/ m}^2$$

Entonces, a temperatura constante, la capacidad del compresor (100 psi) es:

$$\Delta P_1 V_1 = \Delta P_2 V_2$$

$$\Delta P_2 V_2 = 1554.79 \text{ N/ m}^2 \times 3,642.43 \text{ m}^3 \text{ aire/h}$$

$$= 5,663,213.74 \text{ N.m/h}$$

$$V_2 = 5,663,213.74 \text{ N.m/h} / \Delta P_2$$

$$= 5,663,213.74 \text{ N.m/h} / 6894800 \text{ N/ m}^2$$

$$= 0.8214 \text{ m}^3 \text{ aire/h}$$

$$= 0.48 \text{ ft}^3 \text{ aire/min}$$

Si se usa oxígeno puro como agente oxidante:

$$\begin{aligned}\text{Volumen aire / tiempo que pasa por el reactor} &= 1.723 \text{ m}^3/\text{Kg} \times 422.80 \text{ Kg O}_2/\text{h} \\ &= 728.48 \text{ m}^3 \text{ O}_2/\text{h}\end{aligned}$$

$$\text{Volumen de operación del compresor} = 0.096 \text{ ft}^3 \text{ O}_2/\text{min}$$

6. Transportadores de sólidos. Para los sólidos en bandas, elevadores y otros tipos de transportadores de sólidos, se utiliza la distancia a recorrer y su capacidad de manejo de masa por unidad de tiempo.

7. Filtro. La capacidad del filtro se determina en función de la presión positiva a utilizar, la densidad de torta típica de carbón (550 Kg de sólido seco/m³ de torta húmeda), el volumen de filtrado por unidad de tiempo (relación entre la torta húmeda y la producción de producto) y el tiempo por lotes de filtrado. El tiempo de filtrado por espesor de lecho filtrado se determina experimentalmente para un área de filtro dado bajo condiciones de presión específicas. Debido a la naturaleza altamente experimental del cálculo, no podremos realizarlo en la etapa preliminar, por lo que se asumió que la superficie de filtrado necesaria es de 1 m², valor que se considera prudente para la capacidad requerida y el cálculo de costos de equipo, si las áreas de filtrado comerciales oscilan entre 1/3 de esta área y cien veces la misma, y el resto del equipo se mantiene dentro del estándar mínimo de dimensiones.

8. Diseño del reactor.

a. Diseño de las perforaciones. La velocidad de formación de burbuja se calcula con la presión de formación de burbuja como treinta por ciento de la presión total del lecho. Como se sabe, esa presión está determinada por el peso del lecho dividido por el área del reactor, calculado con anterioridad. Además, la velocidad de formación de burbuja se calculará para un reactor que trabaja a una altura del 75 por ciento de la velocidad límite de la partícula. Para el sistema de oxidación acuosa:

$$u_{op} = 0.0078$$

Bajo esas condiciones, la porosidad del lecho (calculada por medio de la gráfica de la porosidad del lecho en función de la velocidad de operación) es 0.8751 y la altura de operación del lecho es:

$$L_{op} = 1.7538 \text{ m}$$

La velocidad de la burbuja está descrita por la ecuación:

$$\begin{aligned}u_b &= \Delta P \times \Phi^2 \times D_p^2 \times \varepsilon^3 / L_{op} \times 150 \times \mu \times (1 - \varepsilon)^2 \\ &= (1554.79 \text{ N/m}^2 \times 0.3) \times 0.65^2 \times 0.001^2 \text{ m}^2 \times 0.8751^3 / (1.7538 \text{ m} \times 150 \times 0.02438 \times (1 - 0.8751)^2) \\ &= 0.00132 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Entonces, se calcula el diámetro de la partícula según la ecuación:

$$\begin{aligned} u_b &= 4.01x (D_{ib})^2 \\ D_{ib} &= \sqrt{(u_b/4.01)} \\ &= \sqrt{(0.00132/4.01)} \\ &= 0.018 \text{ m} \end{aligned}$$

Conociendo el diámetro de la burbuja y la altura del lecho fluidificado de operación, se puede obtener la relación entre ambas para aplicarlo a curvas teóricas y obtener el diámetro máximo de la burbuja:

$$\begin{aligned} L_b/D_b &= 1.7538 \text{ m}/0.018\text{m} \\ &= 96.66 \end{aligned}$$

La relación del diámetro máximo de la burbuja y el diámetro inicial de la burbuja obtenido por dicha curva, es 16.

$$\begin{aligned} D_b/D_{i,b} &= 16 \\ D_b &= 16 \times D_{i,b} \\ &= 16 \times 0.018 \text{ m} \\ &= 0.288 \text{ m} \end{aligned}$$

Para que una burbuja emerja libremente en un reactor de diámetro infinito, ésta necesita una pared de sólidos del diámetro de la burbuja, de tal manera que el diámetro de la burbuja y sus paredes sea 1.5 D_b , para un lecho fluidificado. Entonces, la relación máxima de diámetro del reactor / diámetro ocupado por gas es 1:0.66.

$$\begin{aligned} \text{Área del reactor} &= \pi \times r^2 \\ r (\text{reactor}) &= \sqrt{(A/\pi)} \\ &= \sqrt{(3.1416 \times 1 \text{ m}^2)} \\ &= 0.564 \end{aligned}$$

$$D (\text{reactor}) = 1.128 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Diámetro máximo ocupado por el gas} &= 1.128 \times 2/3 \\ &= 0.752 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Área ocupada por el gas} &= (0.752 \text{ m}/2)^2 \times \pi \\ &= 0.444 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \text{Área} \times \text{velocidad de burbuja} \\ &= 0.444 \text{ m}^2 \times 0.00132 \text{ m/s} \\ &= 0.00059 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$= 2.11 \text{ m}^3 \text{ de aire/h}$$

Nota: según la necesidad de oxígeno calculada con anterioridad, los requerimientos de aire en el reactor para llevar a cabo la reacción de oxidación de ácido húmico es de $0.8214 \text{ m}^3 \text{ aire/h}$, por lo que la relación del aire disponible con el aire de la oxidación es:

$$\text{Relación de aire disponible con el aire de la oxidación} = 2.11 \text{ m}^3 \text{ de aire/h} / 0.8214 \text{ m}^3 \text{ aire/h}$$

$$= 2.57$$

Se puede concluir entonces que, operando el reactor bajo estas condiciones, existen las condiciones apropiadas para una alta eficiencia de procesos.

Para el lecho fluidificado, se calcula el diámetro de partícula según la ecuación:

$$\begin{aligned} u_b &= 4.01 \times (D_{ib})^2 \\ D_{ib} &= \sqrt{(u_b/4.01)} \\ &= \sqrt{(0.00132/4.01)} \\ &= 0.023 \text{ m} \end{aligned}$$

Conociendo el diámetro de la burbuja y la altura del lecho fluidificado de operación, se puede obtener la relación entre ambas para aplicarlo a curvas teóricas y obtener el diámetro máximo de la burbuja.

$$\begin{aligned} L_b/D_b &= 1.7538 \text{ m}/0.018 \text{ m} \\ &= 198 \end{aligned}$$

La relación del diámetro de la burbuja máximo y el diámetro de la burbuja inicial obtenido por dicha curva es 18.

$$\begin{aligned} D_b &= 18 \times D_{ib} \\ &= 18 \times 0.023 \text{ m} \\ &= 0.414 \text{ m} \end{aligned}$$

Cálculo del número máximo de orificios del plato perforado

$$\begin{aligned} D_{ib} &= 0.018 \\ \text{Área (burbuja)} &= \pi \times r^2 \\ &= 0.00025 \text{ m}^2 \\ \text{Área máxima ocupada por el gas} &= 0.444 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Número de perforaciones por plato del reactor} &= 0.444 \text{ m}^2 / 0.00025 \text{ m}^2 \\ &= 1745 \text{ perforaciones por plato del reactor}\end{aligned}$$

Cálculo por rayo de perforaciones:

$$\begin{aligned}\text{Diámetro máximo ocupado por el gas/ } D_{ib} &= 0.018 \\ &= 0.752 \text{ m} / 0.018 \text{ m} \\ &= 41.77 \approx 41\end{aligned}$$

9. Diseño del intercambiador de calor. Asumiendo que se posee un flujo de masa constante de ambas corrientes en el intercambiador de calor, que no existe cambio de fase parcial, ni cambios en el calor específico del fluido o pérdidas de calor despreciables y flujos de fluidos paralelos o contracorriente, se pretende calentar aire con una temperatura de entrada de 25 °C hasta alcanzar los 200 °C.

El calor total que se transferirá es igual al calor necesario en el reactor. Se usará vapor proveniente de una caldera usando vapor sobrecalentado a 300 °C, como el medio de transmisión de calor. En un intercambiador de calor de ocho tubos de acero (cuatro por hilera) de 1.905 cm de diámetro exterior y código BWG 14. Para estas condiciones de operación, el coeficiente de transferencia de calor para el aire experimental es:

$$1/U_d = 1/h(\text{aire}) + \Phi_i / (\Phi_o \times h(\text{vapor})) + ((\Phi_i \times X) / (k \times \text{No. tubos} \times (\Phi_i + \Phi_o) / 2)) + 1/h_d$$

Las especificaciones del tubo a utilizar son las siguientes:

$$\Phi_i = \text{diámetro interno} = 1.49 \text{ cm}$$

$$\Phi_o = \text{diámetro externo} = 1.905 \text{ cm}$$

$$\text{área de flujo} = 1.71 \text{ cm}^2$$

$$\text{área de superficie interna en función de metros lineales} = 0.047 \text{ m}^2$$

$$X = \text{espesor de tubo} = 0.21 \text{ cm}$$

$$k = \text{conductividad del acero} = 484.34 \text{ J/s cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C/m}$$

Las especificaciones del aire a calentar son:

$$h(\text{aire}) = 113.56 \text{ J/s cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{promedio}} = (25^\circ\text{C} + 200^\circ\text{C}) / 2$$

$$= 112.5^\circ\text{C}$$

$$h_d = 1,703.4 \text{ J/s cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Las especificaciones para el vapor son:

$$T = 300^{\circ}\text{C}$$

Asumiendo una presión de operación de 250 psi (17 atmósferas, 1723,683.32 N/m²):

$$V = 144.45 \text{ cm}^3/\text{g}$$

$$U = 2,779.3 \text{ kJ/Kg}$$

$$H = 3032.1 \text{ kJ/Kg}$$

$$S = 6.8405 \text{ kJ/Kg K}$$

Calculando los componentes de $1/U_d$,

$$\Delta T = 300 - 112.5^{\circ}\text{C} = 187.5^{\circ}\text{C}$$

Se asume que el 92 por ciento del cambio de temperatura es responsabilidad del aire y el uno por ciento es responsabilidad del vapor. Entonces, el cambio de temperatura para el vapor es:

$$\Delta T(\text{vapor}) = 187.5^{\circ}\text{C} \times 0.08 = 1.88^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} h(\text{vapor}) &= 3100 / ((\text{No. tubos por vuelta} \times \Phi_o / \text{No. tubos totales})^{1/4} \times \Delta T(\text{vapor})^{1/3}) \\ &= 17,601.8 / (4 \times 1.905/8)^{1/4} \times 1.88^{1/3} \\ &= 17,601.8 / (0.99 \times 1.23) \\ &= 17,601.8 / 1.22 \\ &= 14,436.27 \text{ J/s cm}^2 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1/U_d &= 1/h(\text{aire}) + \Phi_i / (\Phi_o \times h(\text{vapor})) + ((\Phi_i \times X) / (k \times \text{No. tubos} \times (\Phi_i + \Phi_o)/2)) + 1/h_d \\ &= 1/113.56 + 1.49 / (1.905 \times 14436.27) + (1.49 \times 0.21) / (484.34 \times 8 \times 1.7) + 1/1703.4 \\ &= 0.0088 + 0.000054 + 0.000021 + 0.00059 \\ &= 0.0095 \end{aligned}$$

Corroborando que los porcentajes de cambio de temperatura son coherentes:

$$\% \Delta T(\text{aire}) = 0.0088 / 0.0096 = 92.97\%$$

$$\Delta T(\text{vapor}) = 0.000054 / 0.0096 = 0.22\%$$

Usando valores coherentes que se supusieron al inicio, la ecuación de transferencia de calor para el intercambiador estará dada por:

$$q = U_d \times A \times \Delta T$$

$$A = q / U_d \times \Delta T$$

Para el caso del reactor de lecho fluidificado en una etapa a cinco atmósferas de presión y 480 minutos de tiempo de residencia en el reactor, se tiene el siguiente consumo de energía calorífica:

$$q = 73,657,672.47 \text{ J}/480 \text{ minutos}$$

$$q = 73,657,672.47 \text{ J}/28800 \text{ s}$$

$$q = 2,557.56 \text{ J/s}$$

$$\begin{aligned} A &= 2,557.56 \text{ J/s} / (0.0095 \text{ J/s cm}^2 \text{ }^\circ\text{C} \times 187.5^\circ\text{C}) \\ &= 1435.82 \text{ cm}^2 \\ &= 0.144 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Para un intercambiador de cuatro tubos con las especificaciones anteriores, el largo del intercambiador es:

$$\begin{aligned} &= 0.144 \text{ m}^2 / 8 \times 0.047 \text{ m}^2/\text{m} \\ &= 0.382 \text{ m} \end{aligned}$$

Calculando el agua y la energía necesaria para generar el vapor de proceso:

Un balance de energía alrededor de la caldera nos dice que:

$$H_2 - H_1 = Q_c$$

$$Q_c = q/m$$

$$H_2 - H_1 = q/m$$

$$m = q / H_2 - H_1$$

$$= 2.558 \text{ kJ/s} / (3032.1 - 104.8) \text{ kJ/Kg}$$

$$= 2.558 \text{ kJ/s} / 2927.3 \text{ kJ/Kg}$$

$$= 0.000873 \text{ Kg/s}$$

$$= 25.16 \text{ Kg/día}$$

$$= 0.0252 \text{ m}^3/\text{día}$$

10. Cálculo del carbón necesario para generar el calor de proceso del reactor por combustión.

$$\begin{array}{l} Q \times \underline{1 \text{ B.T.U.}} \quad \times \underline{1 \text{ lb carbón}} \quad \times \underline{1 \text{ Kg carbón}} \\ 1055.056 \text{ J} \quad 10,500 \text{ B.T.U.} \quad 2.205 \text{ lb carbón} \end{array}$$

Para el proceso de oxidación por lecho fluidificado en dos etapas,

$$\begin{aligned} Q \text{ de proceso} &= Q1 + Q2 \\ &= 106,482,151 \text{ J} + 92,939,677.46 \text{ J} \\ &= 199,421,828.46 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa de carbón de combustión} &= 199,421,828.46 \text{ J} / 24,427,184.04 \text{ J/Kg} \\ &= 8.16 \text{ Kg de carbón} \end{aligned}$$

$$\text{Costo del carbón de combustión} = 8.16 \text{ Kg} \times 0.56/\text{Kg} = 4.57$$

Tabla 52

Diagrama de GANTT de la programación de ingeniería de diseño para el proyecto

Cálculo de horas-hombre de ingeniería de diseño

En la siguiente pagina

	selección del equipo.			
I.C	Determinación y labulación de los requerimientos laborales para la operación de la planta.		H	
I.D	Estudio de factibilidad económica.		H	
I.E	Reporte final.		H	
II.	Diseño de proceso en firme.			
II.A	Estimación detallada de diseño.		— —	
II.B	Dibujos detallados del equipo especial y especificaciones del equipo.		— —	
II.C	Diseño de planta completo.		— —	
II.D	Impresión de planos e instrucciones de construcción.			H
II.E	Planos de tuberías.			H
II.F	Cálculo y especificación de las instalaciones eléctricas.			H
II.G	Especificaciones de bodegas, laboratorios, seguridad y demás servicios.			H
II.H	Confección del diagrama PERT de proceso de construcción.			H
II.I	Cálculo de horas-hombre totales.			H

APÉNDICE D

DATOS DE MERCADO

Tabla 53

Precios del ácido húmico en el mercado internacional

Productor	Concentración	Presentación	Precio
Earth Friendly Gardening		1 galón	Q224.00
Green + Clean		1 litro	Q135.60
IHSS	100%	1 gr Rio Suwanee	Q14,000.00–10,000.00
IHSS	100%	gr Tierra de Elliott	Q12,000.00 – 1200.00
IHSS	100%	1gr Peat de Florida	Q1200.00
IHSS	100%	1 gr Leonardita	Q400.00 – 160.00
Fritzgro	10%	1 galón	Q56.00 – 42.00
Fritzgro	10%	330 galones	Q15,312.00
Organic Fertilizer		1 galón	Q311.60
Organic Fertilizer		5 galones	Q1,087.60
Organic Fertilizer	15 %	1 galón	Q104.00
Organic Fertilizer	15 %	30 galones	Q456.00
Manrique Intl. Agrotech	10-70%		Precios bajo consulta
Fredricks	100%	1 gramo Laurentian	Q1,000.00
Superior Insumos orgánicos	100%	50 libras	Q2,500.00
Superior Insumos orgánicos	75%	50 libras	Q555.00
Multiproductos	12%	1 litro	Q10.40

Tabla 54

Precios del ácido fúlvico en el mercado internacional

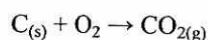
Productor	Concentración	Presentación	Precio
Green + Clean		1 litro	Q183.60
IHSS	100 %	1 g Peat Florida	Q12,000.00
Organic Fertilizer	8%	1 galón	Q199.60
Organic Fertilizer	8%	55 galones	Q8,400.00
Fredricks	100 %	1 g Laurentian	Q856.00

APÉNDICE E

ANÁLISIS DE DATOS PARA LA COMPARACIÓN PRELIMINAR

A. Análisis del proceso de oxidación de carbón en lecho fluidificado en dos etapas.

1. Reacciones involucradas.



2. Cinética de las reacciones. Tomando como base una oxidación parcial del cuarenta por ciento del carbón total, la velocidad de la reacción está dada por la ecuación:

$$\gamma = K_a [C_{(s)}] [O_2]$$

Donde K_a está dado por la ecuación:

$$\begin{aligned} \ln K_a &= \frac{(\Delta G^{\circ}_f)_{CO_2} - (\Delta G^{\circ}_f)_C - (\Delta G^{\circ}_f)_{O_2}}{RT} \\ &= \frac{(-394.38 - (-32.89)) \text{ kJ/mol}}{(473^{\circ} \text{ K}) \times 0.00825 \text{ kJ/mol}^{\circ} \text{ K}} \\ &= -92.64 \\ K_a &= 5.87 \times 10^{-41} \end{aligned}$$

lo que indica que, a esta temperatura, la velocidad de oxidación será lenta.

3. Equilibrio.

$$K_a = [C_{(s)}] [O_2] / [CO_2]$$

Al oxidarse el cuarenta por ciento del carbono presente, se tiene,

$$5.87 \times 10^{-41} = [C_{(s)}] [O_2] / [CO_2]$$

4. Rendimientos.

Ácido húmico: 68%

5. Períodos necesarios.

10 y 90 minutos

6. Condiciones óptimas.

- a. Temperatura: 200° C
- b. Presión: 0.97 - 1.47 atmósferas
- c. Fase: sólido-gas

7. Concentraciones iniciales de materia prima.

- a. Carbón: puro
- b. Aire: puro

8. Cambios necesarios en la materia prima.

- a. Carbón:
 - 1). Disminución de tamaño de cinco centímetros de diámetro a 100 micras–3mm.
 - 2). Deshidratación del carbón.
 - 3). Oxidación del cuarenta por ciento del carbón con aire.
- b. Aire:
 - 1). Aumento de la presión y fluidización del mismo.
 - 2). Aumento de la temperatura de 25°C a 200°C.
 - 3). Reducción del oxígeno presente con el carbón.

9. Número de operaciones de proceso.

Tabla 55

Operaciones de proceso y equipo necesario para cada operación

Operación	Magnitud del cambio	Equipo necesario
Disminución de tamaño de la partícula de carbón	1:500	Molino Tamiz
Deshidratación del carbón	100 por ciento	Lecho fluidificado Ciclón
Oxidación del carbón	40 por ciento del carbono presente	Lecho fluidificado Ciclón
Aumento de la presión y fluidización del aire	1.47 atmósferas	Compresor
Aumento de la temperatura del aire	175 ° C	Intercambiador de calor

10. Coeficientes de pérdida por equipo.

Ver el apéndice F, tabla CXLI, donde se definen los coeficientes de pérdida por equipo.

11. Calendario de operación.

300 días / año, días de ocho horas.

12. Capacidad de producción de la planta. El balance de masa se hizo tomando como base la unidad diaria en kilogramos de ácido húmico que se necesita producir. Se tomó en cuenta que la planta extractora para la que se hace el estudio, pretende procesar 300 toneladas de carbón (que tendrán, se asume, una concentración de ácido húmico del cuarenta por ciento (p/p) que y cuentan con un proceso de extracción del 90 por ciento efectivo) para dar una producción de 900,000 litros anuales de ácido húmico al 12% (p/p), aproximando la densidad de la solución a la unidad, se tiene:

$$\frac{300,000 \text{ Kg carbón} \times 40 \text{ Kg AH}}{1 \text{ año} \quad 100 \text{ Kg carbón}} = 120,000 \text{ Kg AH/año}$$

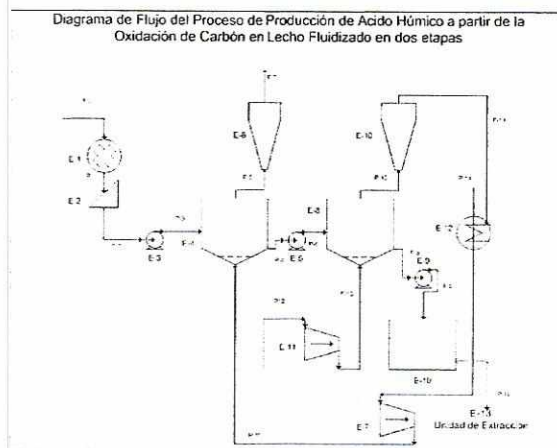
Si el año tuviera 300 días laborales, se producirá diariamente:

$$\frac{120,000 \text{ Kg AH} \times 1 \text{ año}}{1 \text{ año} \quad 300 \text{ días}} = 400 \text{ Kg AH/día}$$

13. Tipo de proceso.

Continuo o por lotes.

Diagrama 3



14. Balance de energía del reactor.

a. Temperatura de referencia = 0° K

b. Presión de referencia = 1 atmósfera, 101,325 N/m²

Tabla 56

Balance de energía para los reactores tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón

Cp (J/Kg(°K))	ΔT1 (K)	Q1 (J)	ΔT2 (K)	Q2 (J)	n	ΔP1 N/m ²	W1 (J)	ΔP2 N/m ²	W2 (J)	U (kJ)
921	175	106482151	145	92939677	113	148948	63307	1.47	52455	199538

15. Balance de masa por equipo.

Tabla 57

Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón
por lecho fluidificado en dos etapas

(en la siguiente página)

Número	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (Kg/cm ²)	Temperatura (°C)	pH	t (min.)	MP/P/S	Compuesto	Concentración (%)	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E1	Molino	Martillo	1	S	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		695	680		2
E2	Tamiz		1	S	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		681	667		2
E3	Transportador		1	S	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		667	661		1
E4	Reactor 1	Lecho fluidificado	1	s/g	0.97-1.42	200		10							0
									MP	Carbón		661			0
									MP	Aire/O ₂		249			0
									P	Carbón oxidado			546		0
									P	Ácido húmico		118	18		0
									S	CO/CO ₂		42			0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
									S	Ácido fúlvico		40			0
E5	Transportador			S					P	Carbón oxidado		546	540		1
									P	Ácido húmico		118	116		1
									S	Ácido fúlvico		40	39		1
E6	Ciclón 1		1	s/g					S	CO/CO ₂		42	42		0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
									P	Carbón oxidado	1	0.02	0.02		3
									P	Ácido húmico	1	0	0		3
									S	Ácido fúlvico	1	0	0		3
E7	Compresor		1	G	1-1.47				MP	Aire/O ₂		249			0
									S	CO/CO ₂					0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
E8	Reactor 2	Lecho fluidificado	2	s/g	0.97-1.42	170		90	MP	Aire/O ₂		894			0
									MP	Carbón oxidado		540			0
									P	Ácido húmico	68	116	449	82	0
									S	CO/CO ₂		189			0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
									S	Ácido fúlvico		39.2	72		0
									S	Residuo		230			0
E9	Transportador			S					P	Ácido húmico		436	432		1
									S	Ácido fúlvico		72	71		1
									S	Residuo		230	228		1
E10	Ciclón 2		1	s/g					S	CO/CO ₂					0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
									P	Ácido húmico	1	13	13		3

Número	Equipo	Tipo	Etapa	g/l/s	Presión (Kg/cm ²)	Temperatura (°C)	pH	t (min.)	MP/PS	Compuesto	Concentración (%)	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
									S	Ácido fúlvico	1	0	0		3
									S	Residuo	1	0.01	0.01		3
E11	Compresor		1	G	1-1.47				MP	Aire/O ₂					0
									S	CO/CO ₂					0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
E12	Intercambiador de calor		1	g/l					MP	Aire/O ₂					0
									MP	Agua					0
E13	Unidad de extracción								P	Ácido húmico		444	400		10
									S	Ácido fúlvico		70			
									S	Residuo		228			

16. Listado descriptivo del equipo requerido y sus instrumentos de control.

Tabla 58

Características del equipo necesario para la oxidación de carbón en lecho fluidificado

Equipo	Capacidad	Costo*	Disponible	Vida media	Diseño especial	Tiempo instalar	Potencia (W)	Potencia (hp)
Molino	90 Kg/h	Q160,000	Sí	10 años	No	100 h	2237	3
Tamiz	90 Kg/h	Q 48,000	Sí	12 años	No	10 h		
Transportador	90 Kg/h	Q 32,000	No	12 años	No		1491	2
Lecho fluidificado	1 m ³ 264 gal	Q160,000	No	12 años	Sí	55 h		
Transportador	90 Kg/h	Q 32,000	No	12 años	No		1491	2
Ciclón	50 m ³	Q 16,000	No	12 años	No	50 h		
Compresor		Q 72,000	Sí	12 años	No		4577	10
Lecho fluidificado	3.5 m ³ 793 gal	Q 280,000	No	12 años	Si	55 h		
Transportador	90 Kg/h	Q 32,000	No	12 años	No		1491	2
Ciclón	50 m ³	Q16,000	No	12 años	No	50 h		
Intercambiador de calor	0.4 -35 m ²	Q 24,000	No	12 años	No	20 h		

*Calculado del valor del quetzal comparado con el valor de US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$1/Q.7.91.

Tabla 59

Controles de proceso

Equipo	Control
Molino	Tamiz
Lecho fluidificado	Temperatura
	Producción de CO, CO ₂
	Flujo de entrada de sólidos
Compresor	Presión de operación
	Temperatura de entrada de gas
Intercambiador de calor	Temperatura de entrada de gas
	Temperatura de salida del gas
	Temperatura de entrada de vapor

17. Estimación de costo de depreciación del equipo.

Usando el método de depreciación lineal por un período de diez años y un valor de salvamento nulo se tiene:

Costo del equipo y maquinaria: Q 872,000.00

Depreciación anual: Q 87,200.00

18. Estado de la patente del proceso.

Este proceso se introdujo en la oficina de patentes en 1992 y obtuvo el permiso de patente en 1993, por lo que los derechos de la misma están vencidos y no es necesario el pago de regalías por el uso de la misma.

19. Tiempo estimado de desarrollo de proyecto, consideraciones de proceso, documentación de las características de la materia prima usada.

Tabla 60
Detalle de tiempo estimado por etapa de diseño y desarrollo del proyecto

Etapa	Tiempo estimado
Trabajo de campo para obtener los datos experimentales de operación	48 horas
Determinación de condiciones de operación de proceso con balances de energía por equipo, utilidades, tuberías y aislantes, y su diseño óptimo	65 horas
El listado total del equipo con hojas de especificaciones y estudio de factibilidad	16 horas
Estimación detallada de diseño, dibujos y especificación de equipo	48 horas
Diseño de planta completo, impresión de planos, instrucciones de construcción e informe final	48 horas
Construcción	
Fabricación de equipo especial y trabajos de ingeniería civil	4 meses
Compra del equipo estándar	40 horas
Instalación de la planta	340 horas
Tiempo total estimado	7 meses

Tabla 61
Consistencia del proceso con su entorno

Factor	Descripción	Consistencia
Disponibilidad tecnológica	¿Existe la mano de obra calificada para la operación del proceso?	Sí
	¿Existe el equipo necesario para el proceso?	No
	¿Se tiene la base tecnológica para fabricarlo?	Sí
Material compartido preferido	¿Existe el personal calificado para el mantenimiento del equipo?	Sí
	¿Cuánta de la materia prima del proceso se comparte con otros procesos?	0/1
	¿Con cuántos procesos?	0
Consistencia con la política empresarial	¿Cuánta de la materia prima es deseable para la empresa?	1/1
	¿La empresa tiene experiencia en procesos hidrometalúrgicos?, ¿Es hidrometalúrgico el proceso que se propone?	No
	¿Tiene el equipo de proceso a adquirir, otras aplicaciones industriales de interés?	Sí, carbón activado
Consistencia con objetivos empresariales	¿Se mantiene el proceso dentro de las ramas de especialidad de la empresa? (inorgánicos, metalúrgico)	Sí

Tabla 62
Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso

Compuesto	Cantidad Kg/día	Calidad	Precio*	Precio total
Carbón	700	Lignita a bituminoso	Q560.00/ton	Q392.00
Aire				
Oxígeno	1150		Q2.32/Kg	Q2,668.00
Productos				
Ácido húmico	400		Q33.77/L 12%	Q426,128.00
Ácido fúlvico	72		Q655/Kg	Q19131.44
Dióxido de carbono	190		Q10.72/Kg	Q2,036.80
Residuos de carbón	233			

*Calculado del valor del quetzal comparado con el valor de US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91.

20. Disponibilidad de la materia prima y manejo de subproductos.

Tabla 63
Disponibilidad de la materia prima

Materia prima	No. proveedores	No. productores / fuentes locales	Simplicidad
Carbón	1	4	Procesamiento: medio Manejo: fácil Acceso: establecido
Aire	No necesita	No necesita	Procesamiento: ninguno Manejo: fácil Acceso: ilimitado
Oxígeno	2	2	Procesamiento: ninguno Manejo: fácil Acceso: posible

Tabla 64
Mercados y forma de deshechos de los subproductos

Subproducto	Valor*	Usos del mercado	Forma de deshecho
Ácido fúlvico	Q655.00 /Kg	Dispensantes, entendedores de combustible, plastilizadores y petroquímicos	Combustión
Dióxido de carbono	Q10.72 /Kg	Unidad petroquímica, atmósfera inerte, no competitivo porque es fácil de producir	Planta de tratamiento para su recuperación o descarte
Residuos de carbón	Q 0.00		Combustión

*Calculado del valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q.7.91.

Datos de seguridad de los materiales de proceso (materia prima, productos y subproductos).

Tabla 65
Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso

Compuesto	DL ₅₀	TLV	UFL/L FL	LOI	AIT	Comentarios y frases de riesgo
Carbón	440 mg/Kg IVN-MUS		610- 170 °C		170° C	R36, R37.
Aire						No tóxico.
Oxígeno						No tóxico.
Productos						
Ácido húmico, T _m = 300 °C						Estable. Incompatible con agentes oxidantes fuertes. Irritabilidad respiratoria. Clase de riesgo mayor UN: No peligroso. Grupo de empaque. Temperatura de fusión = 300 °C.
Ácido fúlvico						
Dióxido de carbono	2000 ppm IHL-HMN					En concentraciones bajas, actúa como asfixiante. Estimulante respiratorio. En forma sólida, puede causar quemaduras al contacto.
Monóxido de carbono	LTEL 50 ppm STEL 300 ppm					R12, R23, R33, R48, R61. Tóxico por inhalación. Inodoro e incoloro, no existe indicación de su presencia en una habitación. Puede impedir fertilidad o causar daños a neonatos. Posibles efectos adversos retrasados.

R12 Extremadamente inflamable
 R33 Peligro de efectos acumulativos
 R37 Irritación en el sistema respiratorio
 R61 Puede causar daños a neonatos
 compuestos tóxicos
 UFL = límite inflamable superior
 LFL = límite inflamable inferior
 LTEL y STEL = límites de exposición tóxica
 IVN-MUS = intravenoso, muscular

R23 Tóxico por inhalación
 R36 Irritante a los ojos
 R38 Irritación en la piel
 TLV = valor límite de acumulación de
 LD50 = media de la dosis letal
 LOI = índice limitante de oxígeno
 AIT = temperatura de autoignición

21. Estimación de costos de producción.

a. Costos de energía de proceso.

1). Costo de energía calorífica:

$$8.16 \text{ Kg de carbón bituminoso / día} = Q4.57/ \text{ día}$$

2). Costos de energía eléctrica:

$$19 \text{ hp por 8 horas de operación} = 113.44 \text{ kW.h}$$

$$113.44 \text{ kW.h} \times (.4471 + .1841) \times 1.23 + 7.3816 = Q95.45/ \text{ día}$$

3). Costos totales de energía de proceso diarios: Q100.02

Tabla 66

Costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima

Costos de producción		% costo total producto	Monto (Q)
Directos de operación		60	
	Materia prima	10-50	930054
	Mano de obra operativa	15	1395081
	Supervisión de operaciones	1.5-2.25	209262
	Energía y utilidades	10-20	1860108
	Vapor, electricidad, combustible, refrigeración, agua		
	Mantenimiento y reparación	2-10	930054
	Suministros de operación	1	93005.4
	Cargas de laboratorio	1.5-3	279016
	Regalías (si no son de un solo pago)	6	558032
	Catalizadores y solventes		
Cargas fijas	Depreciación, impuesto sobre la renta, seguros, renta	10-20	1860108
Cargas generales de planta	Médicos, seguridad y protección, gastos generales de planta, prestaciones laborales, empaque, restaurante, recreación, salvamento, laboratorios de control, superintendencia de planta, infraestructura de almacenamiento.	5-15	1395081

Costos de producción		% costo total producto	Monto (Q)
GASTOS GENERALES			
Gastos administrativos	Salarios de gerencia, gastos clericales, costos de ingeniería y legales, mantenimiento de oficina, comunicación.	2-6	558032
Distribución y mercadeo		2-20	1860108
Investigación y desarrollo		5	465027
Total			1239297 0

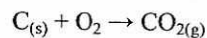
22. Análisis de la flexibilidad y de la dificultad técnica del proceso.

Tabla 67

Flexibilidad	<p>Se puede variar la temperatura de operación hasta un máximo de 300 °C (temperatura de fusión del ácido húmico).</p> <p>Se puede variar la velocidad de operación del reactor para obtener un mejor contacto sólido-gas hasta un máximo de 0.11 m/s variando la presión del aire.</p> <p>El reactor puede ser usado para otros procesos de sólidos en reacción con gases.</p> <p>El tamaño de la partícula es bastante flexible, varía desde milímetros hasta micrómetros.</p> <p>El gas oxidante puede tener cualquier concentración de oxígeno.</p> <p>El proceso puede operar en forma continua, semicontinua o por lotes.</p>
Dificultad técnica	Existe la posibilidad de autoignición del carbón.

B. Análisis de la oxidación del carbón en lecho fluidificado en una etapa.

1. Reacciones involucradas.



2. Cinética de las reacciones. Si se usa una oxidación parcial del cuarenta por ciento del carbón total, la velocidad de la reacción está dada por:

$$\gamma = K [C_{(s)}] [O_2]$$

En la ecuación, K_a está dado por la ecuación:

$$\ln K_a = \frac{(\Delta G_f^\circ)_{CO_2} - (\Delta G_f^\circ)_C - (\Delta G_f^\circ)_{O_2}}{RT}$$

$$= \frac{(-394.38 - (-32.89)) \text{KJ/mol}}{(473^\circ \text{K}) \times 0.00825 \text{KJ/mol}^\circ \text{K}}$$

$$= -92.64$$

$$K_a = 5.87 \times 10^{-41}$$

lo que indica que a esta temperatura la velocidad de oxidación será lenta.

3. Equilibrio.

$$K_a = [C_{(s)}] [O_2] / [CO_2]$$

Al oxidarse el cuarenta por ciento del carbono presente, se tiene: $5.87 \times 10^{-41} = [C_{(s)}] [O_2] / [CO_2]$

4. Rendimientos.

a. Ácido húmico: 80-70%

b. Períodos necesarios: 180-480 minutos

c. Condiciones óptimas:

1). Temperatura: 200 °C

2). Presión: 1.1 - 5 atmósferas

3). Fase: sólido-gas

d. Concentraciones iniciales de materia prima:

1). Carbón: puro

2). Aire: puro

e. Cambios necesarios en la materia prima

1). Carbón:

Disminución de tamaño: de cinco centímetros de diámetro a 200-600 micras

Oxidación con aire del carbón

2). Aire:

Aumento de la presión y fluidización del mismo

Aumento de la temperatura de 25 °C a 200 °C

Reducción del oxígeno presente con el carbón

5. Número de operaciones del proceso.

Tabla 68
Operaciones de proceso y equipo necesario

Operación	Magnitud del cambio	Equipo necesario
Disminución de tamaño de la partícula del carbón	1:250	Molino Tamiz
Oxidación del carbón	40% del carbono presente	Lecho fluidificado Ciclón
Aumento de presión y fluidización del aire	1.47 atmósferas	Compresor
Aumento de la temperatura del aire	175 ° C	Intercambiador de calor

6. Coeficientes de pérdida por equipo.

Ver el apéndice F, tabla CXLI, donde se definen los coeficientes de pérdida por equipo.

7. Calendario de operación.

300 días / año; días de ocho horas.

8. Capacidad de producción de la planta.

El balance de masa se hizo a partir de la unidad (en kilogramos) de ácido húmico que se necesita producir a diario. Se tomó como base que la planta extractora para la que se hace el estudio pretende procesar 300 toneladas de carbón (las cuales, se espera, tendrán una concentración de ácido húmico al 40%(p/p)) y cuentan con un proceso de extracción 90% efectivo. Para dar una producción de 900,000 litros anuales de ácido húmico al 12% (p/p), aproximando la densidad de la solución a la unidad, se genera la siguiente ecuación:

$$\frac{300,000 \text{ Kg. carbón} \times 40 \text{ Kg AH}}{1 \text{ año} \quad 100 \text{ Kg. carbón}} = 120,000 \text{ Kg AH/año}$$

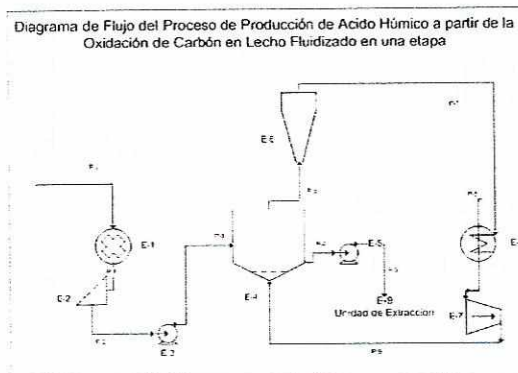
Teniendo como base un año de 300 días laborales, la producción diaria es de:

$$\frac{120,000 \text{ Kg AH} \times 1 \text{ año}}{1 \text{ año} \quad 300 \text{ días}} = 400 \text{ Kg AH/día}$$

9. Tipo de proceso.

Puede ser continuo o por lotes.

Diagrama 1



10. Balance de energía del reactor.

- Temperatura de referencia = 0° K
- Presión de referencia = 1 atmósfera, 101,325 N/m²
- Presión de operación = 1.1 atmósferas, 111,45.5 N/m²

Tabla 69

Balance de energía para un reactor tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón

C _p (J/Kg(°K))	ΔT (K)	Q (J)	n	ΔP N/m ²	W (J)	U (J)
921	175	90896132	47	1.1	6510.76	90902643

11. Balance de masa por equipo.

Presión de operación = 1.1 atmósfera, 111,457.5 N/m²

Tabla 70

Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón por lecho fluidificado en una etapa

Numero	Equipo	Tipo	Etapa	g/l/s	Presión (atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (min.)	MP/P/S	Compuesto	Conc. (%)	Ingres Kg/día	Sal Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E1	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		593	581		2
E2	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		581	570		2
E3	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		570	564		1
E4	Reactor 1	Lecho fluidificado	1	s/g	1.1	200		180							0
									MP	Carbón		564			0
									MP	Aire/O ₂		836			0
									P	Residuo			173		0
									P	Ácido húmico			449	80	0
									S	CO/CO ₂	10.5		174		0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
									S	Ácido fúlvico	8		45		0
E5	Transportador			s					P	Residuo		173	172		1
									P	Ácido húmico		436	432		1
									S	Ácido fúlvico		45	45		1
E6	Ciclón 1		1	s/g					S	CO/CO ₂		174			0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
									P	Ácido húmico	1	13	13		3
									S	Ácido fúlvico	1	0	0		3
									S	Residuo	1	0	0		3
E7	Compresor		1	g	1-1.47 Kg/cm ²				MP	Aire/O ₂					0
									S	CO/CO ₂					0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
E8	Intercambiador de calor		1	g/l					MP	Aire/O ₂					0
									MP	Agua					0
E9	Unidad extracción								P	Ácido húmico		444	400		10
									S	Ácido fúlvico		45			0
									S	Residuo		172			0

12. Balance de energía del reactor.

- Temperatura de referencia = 0° K
- Presión de referencia = 1 atmósfera, 101,325 N/m²
- Presión de operación = 3 atmósferas, 303,975 N/m²

Tabla 71

Balance de energía para el reactor tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón

Cp (J/Kg(°K))	ΔT (K)	Q (J)	N	ΔP N/m ²	W (J)	U (J)
921	175	69111813	36	3	57061	69168875

13. Balance de masa por equipo.

Tabla 72

Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón por lecho fluidificado en una etapa

Número	Equipo	Tipo	Etapa	g/l/s	Presión (atm)	Temp. (°C)	pH	Tiempo (min.)	MP/P/S	Compuesto	Conc. (%)	Ingresos Kg/día	Salidas Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E1	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		451	442		2
E2	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		442	433		2
E3	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		433	429		1
E4	Reactor 1	Lecho fluidificado	1	s/g	3	200		180							0
									MP	Carbón		429			0
									MP	Aire/O ₂		734			0
									P	Residuo			67		0
									P	Ácido húmico			449	72	0
									S	CO/CO ₂	9.7		122		0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
									S	Ácido fúlvico	5.5		24		0
E5	Transportador			s					P	Residuo		67	66		1
									P	Ácido húmico		445	440		1
									S	Ácido fúlvico		24	23		1
E6	Ciclón 1		1	s/g					S	CO/CO ₂		122			0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
									P	Ácido húmico	1	4	4		3
									S	Ácido fúlvico	1	0	0		3
									S	Residuo	1	0	0		3
E7	Compresor		1	g	1-1.47 Kg/cm ²				MP	Aire/O ₂					0
									S	CO/CO ₂					0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0
E8	Intercambiador de calor		1	g/l					MP	Aire/O ₂					0
									MP	Agua					0
E9	Unidad extracción								P	Ácido húmico		444	400		10

14. Balance de energía del reactor.

- Temperatura de referencia = 0 °K
- Presión de referencia = 1 atmósfera, 101,325 N/m²
- Presión de operación = 5 atmósferas, 506,625 N/m²

Tabla 73

Balance de energía para el reactor tipo lecho fluidificado en la oxidación de carbón

Cp (J/Kg ^o K)	ΔT (K)	Q (J)	n	ΔP N/m ²	W (J)	U (J)
921	175	66347341	34	5	80250	66427591

15. Balance de masa por equipo.

Tabla 74

Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón por lecho fluidificado en una etapa

Número	Equipo	Tipo	Etapas	g//s	Presión (atm.)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (min.)	MP/P/S	Compuesto	Concentración (%)	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E1	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		433	424		2
E2	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		424	416		2
E3	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		416	412		1
E4	Reactor 1	Lecho fluidificado	1	s/g	5	200		480							0
									MP	Carbón		412			0
									MP	Aire/O ₂		777			0
									P	Residuo			40		0
									P	Ácido húmico			449	75	0
									S	CO/CO ₂	12.8		154		0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ ,S					0
									S	Ácido fúlvico	5		21		0
E5	Transportador			s					P	Residuo		40	40		1
									P	Ácido húmico		445	440		1
									S	Ácido fúlvico		21	20		1
E6	Ciclón 1		1	s/g					S	CO/CO ₂		155			0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ ,S					0
									P	Ácido húmico	1%	4	4		3
									S	Ácido fúlvico	1%	0	0		3
									S	Residuo	1%	0	0		3

Número	Equipo	Tipo	Etapa	g/l/s	Presión (atm.)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (min.)	MP/PI/S	Compuesto	Concentración (%)	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E7	Compresor		1	g	1-1.47 Kg/cm2				MP	Aire/O ₂					0
									S	CO/CO ₂					0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ ,S					0
E8	Intercambiador de calor		1	g/l					MP	Aire/O ₂					0
									MP	Agua					0
E9	Unidad extracción								P	Ácido húmico		444	400		10
									S	Carbón		21			0
									S	Carbón		40			0

16. Listado descriptivo del equipo requerido y sus instrumentos de control.

Tabla 75

Características del equipo necesario para la oxidación de carbón en lecho fluidificado

Equipo	Capacidad	Costo*	Disponible	Vida media	Diseño especial	Tiempo instalación	Potencia (W)	Potencia (hp)
Molino	100 Kg/h	Q 160,000	Sí	10 años	No	100 h	2237.1	3
Tamiz	100 Kg/h	Q 48,000	Sí	12 años	No	10 h		
Transportador	100 Kg/h	Q 32,000	No	12 años	No		1491.4	2
Lecho fluidificado	5.7 - 13 m ³ 1500-3432 gal	Q1,040,000 Q1,520,000	No	12 años	Sí	100 h		
Transportador	80 Kg/h	Q 32,000	No	12 años	No		1491.4	2
Ciclón	50 m ³	Q 16,000	No	12 años	No	50 h		
Compresor		Q 72,000	Sí	12 años	No		4577	10
Intercambiador de calor	0.15 -15.7 m ²	Q 24,000	No	12 años	No	20 h		

*Calculado del valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$

1/Q7.91.

Tabla 76
Controles de proceso

Equipo	Control
Molino	Tamiz
Lecho fluidificado	Temperatura
	Producción de CO, CO ₂
	Flujo de entrada de sólidos
Compresor	Presión de operación
	Temperatura de entrada del gas
Intercambiador de calor	Temperatura de entrada del gas
	Temperatura de salida del gas
	Temperatura de entrada de vapor

17. Estimación de costo de depreciación del equipo.

Usando el método de depreciación lineal por un período de diez años, y un valor de salvamento nulo, se tiene:

Costo del equipo y maquinaria:	Q 1,900,000.00
Depreciación anual:	Q 190,000.00

18. Estado de la patente del proceso.

Para este proceso se solicitó, en la oficina de patentes en 1987, el permiso de patente y se obtuvo en 1988; por ello, los derechos de la misma están vencidos y no es necesario el pago de regalías por el uso de la misma.

19. Tiempo estimado de desarrollo de proyecto.

Tabla 77

Detalle de tiempo estimado por etapa de diseño y desarrollo del proyecto

Etapas	Tiempo estimado
Trabajo de campo para obtener los datos experimentales de operación.	36 horas
Determinación de condiciones de operación de proceso con balances de energía por equipo, utilidades, tuberías y aislantes, y su diseño óptimo.	65 horas
El listado total del equipo con hojas de especificaciones y estudio de factibilidad.	16 horas
Estimación detallada de diseño, dibujos y especificación de equipo.	48 horas
Diseño de planta completo, impresión de planos, instrucciones de construcción e informe final.	48 horas
Construcción.	
Fabricación de equipo especial y trabajos de ingeniería civil.	3 meses
Compra de equipo estándar.	40 horas
Instalación de planta.	300 horas
Tiempo total estimado.	6 meses

20. Consideraciones de proceso.

Tabla 78
Consistencia del proceso con su entorno

Factor	Descripción	Consistencia
Disponibilidad tecnológica	¿Existe la mano de obra calificada para la operación del proceso?	Sí
	¿Existe el equipo necesario para el proceso?	No
	¿Se tiene la base tecnológica para fabricarlo?	Sí
Material compartido preferido	¿Existe el personal calificado para el mantenimiento del equipo?	Sí
	¿Cuánta de la materia prima del proceso se comparte con otros procesos?	0/1
Consistencia con la política empresarial	¿Cuánta de la materia prima es deseable para la empresa?	1/1
	¿La empresa tiene experiencia en procesos hidrometalúrgicos?, ¿es hidrometalúrgico el proceso que se propone?	No
	¿Tiene el equipo de proceso a adquirir, otras aplicaciones industriales de interés?	Sí, carbón activado
Consistencia con los objetivos empresariales	¿Se mantiene el proceso dentro de las ramas de especialidad de la empresa? (inorgánicos, metalúrgico)	Sí

21. Documentación de las características de la materia prima usada.

Tabla 79
Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso

Compuesto	Cantidad (Kg/día)	Calidad	Precio*	Precio total
Carbón	450-600	Lignita a bituminoso	Q560.00/ton	Q 252.00-336.00
Aire				
Oxígeno	900		Q2.32/Kg	Q2,088.00
Productos				
Ácido húmico	400		Q33.77/L 12%	Q426,128
Ácido fúlvico	20-45		Q33.77/L 12%	Q5,314-12,664
Dióxido de carbono	125-175		Q10.72/Kg	Q1340-1876

*Calculado del valor del quetzal comparado con el valor de US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91.

22. Disponibilidad de la materia prima y manejo de subproductos.

Tabla 80

Disponibilidad de la materia prima

Materia prima	No. Proveedores	No. productores / fuentes locales	Simplicidad
Carbón	1	4	Procesamiento: medio Manejo: fácil Acceso: establecido
Aire	No necesita	No necesita	Procesamiento: ninguno Manejo: fácil Acceso: ilimitado
Oxígeno	2	2	Procesamiento: ninguno Manejo: fácil Acceso: posible

Tabla 81

Mercados y forma de desechos de los subproductos

Subproducto	Valor*	Usos del mercado	Forma de deshecho
Ácido fúlvico	Q655 /Kg	Dispersantes, entendedores de combustible, plastilizadores y petroquímicos	Combustión
Dióxido de carbono	Q10.72 /Kg	Unidad petroquímica, atmósferas inerte, no competitivo porque es fácil de producir	Planta de tratamiento para su recuperación o descarte
Residuos de carbón	Q 0.00		Combustión

*Calculado del valor del Quetzal comparado con el valor de US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91.

23. Datos de seguridad de los materiales de proceso.

Tabla 82

Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso

Compuesto	DL ₅₀	TL V	UFL/ LFL	LOI	AIT	Comentarios y frases de riesgo
Carbón	440 mg/Kg IVN-MUS		610-170°C		170 °C	R36, R37.
Aire						No tóxico.
Oxígeno						No tóxico.
Productos						
Ácido húmico T _m = 300 °C						R36, R37, R38. Estable. Incompatible con agentes oxidantes fuertes. Irritabilidad respiratoria. Clase de riesgo mayor UN: No peligroso. Grupo de empaque. T fusión = 300 °C.
Ácido fúlvico						
Dióxido de carbono	2000 ppm IHL-HMN					En concentraciones bajas, actúa como asfixiante. Estimulante respiratorio. En forma sólida, puede causar quemaduras al contacto.
Monóxido de carbono	LEL 50 ppm STEL 300 ppm					R12 R23 R33 R48 R61. Tóxico por inhalación. Inodoro e incoloro. Puede impedir fertilidad o causar daños a neonatos. Posibles efectos adversos retrasados.

R12 Extremadamente inflamable
 R33 Peligro de efectos acumulativos
 R37 Irritación del sistema respiratorio
 R61 Puede causar daños a neonatos
 IVN-MUS = Intravenoso, muscular
 UFL = límite inflamable superior
 LFL = límite inflamable inferior
 LEL y STEL = límites de exposición tóxica

R23 Tóxico por inhalación
 R36 Irritación de los ojos
 R38 Irritación en la piel
 TLV = valor límite de acumulación de compuestos tóxicos
 LD50 = media de la dosis letal
 LOI = índice limitante de oxígeno
 AIT = temperatura de autoignición

24. Estimación de costos de producción.

Costos de energía de proceso:

Costo de energía calorífica: 3.7 Kg de carbón bituminoso / día = Q 2.062/ día

Costos de energía eléctrica: 17 Hp por 8 horas de operación = 101.5 kW.h

$$101.5 \text{ kW.h} \times (.4471 + .1841) \times 1.23 + 7.3816 = \text{Q } 86.15/\text{ día}$$

Costos totales diarios de energía de proceso: Q88.21

25. Estimación por índices de costos de producción.

Tabla 83

Costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima

Costos de producción		% costo total del producto	Monto (Q)
Costos directos de operación		60	
	materia prima	10-50	111132
	mano de obra operativa	15	166698
	supervisión de operaciones	1.5-2.25	25004
	Energía y utilidades	10-20	222264
	Vapor, electricidad, combustible, refrigeración, agua		
	Mantenimiento y reparación	2-10	111132
	Suministros de operación	1	11113
	Cargas de laboratorio	1.5-3	33339
	Regalías (si no son de un solo pago)	6	66679
	Catalizadores y solventes		
Cargas fijas	Depreciación, impuesto sobre la renta, seguros, renta	10-20	222264
Cargas generales de planta	Médicos, seguridad y protección, generales y gastos generales de planta, prestaciones laborales, empaque, restaurante, recreación, salvamento, laboratorios de control, superintendencia de planta, infraestructura de almacenamiento	5-15	166698

Costos de producción		% costo total del producto	Monto (Q)
Gastos Generales			
Gastos administrativos	Salarios de gerencia, gastos clericales, costos de ingeniería y legales, mantenimiento de oficina, comunicación	2-6	66679
Distribución y mercadeo		2-20	222264
Investigación y desarrollo		5	55566
TOTAL			148083 4

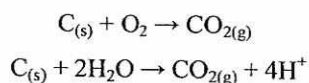
26. Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso.

Tabla 84

Flexibilidad	<p>Se puede variar la temperatura de operación hasta un máximo de 300 °C (temperatura de fusión del ácido húmico).</p> <p>Se puede variar la velocidad de operación del reactor para obtener un mejor contacto sólido-gas hasta un máximo de 0.11 m/s al variar la presión del aire.</p> <p>El reactor puede ser usado para otros procesos de sólidos en reacción con gases.</p> <p>El tamaño de partícula es bastante flexible; varía de milímetros a micrómetros.</p> <p>El gas oxidante puede tener cualquier concentración de oxígeno.</p> <p>El proceso puede operar en forma continua, semicontinua o por lotes.</p>
Dificultad técnica	Existe la posibilidad de autoignición del carbón.

C. Análisis del proceso de oxidación de carbón en solución acuosa.

Reacciones involucradas:



Cinética de las reacciones:

Usando como referente una oxidación parcial del cuarenta por ciento del carbón total, la velocidad de la reacción está dada por la ecuación:

$$\gamma_1 = K_1 [C_{(s)}] [O_2]$$

$$\gamma_2 = K_2 [C_{(s)}] [H_2O]$$

$$\gamma = K_1 [C_{(s)}] [O_2] + K_2 [C_{(s)}] [H_2O]$$

donde K_a está dado por la ecuación:

$$\ln K_{a1} = \frac{(\Delta G^\circ_f)_{CO_2} - (\Delta G^\circ_f)_C - (\Delta G^\circ_f)_{O_2}}{RT}$$

$$= \frac{(-394.38 - (-32.89)) \text{ KJ/mol}}{(473^\circ \text{ K}) \times 0.00825 \text{ KJ/mol}^\circ \text{ K}}$$

$$= -92.64$$

$$K_{a1} = 5.87 \times 10^{-41}$$

$$\ln K_{a2} = \frac{(\Delta G^{\circ}_f)_{\text{CO}_2} - (\Delta G^{\circ}_f)_{\text{C}} - (\Delta G^{\circ}_f)_{\text{H}_2\text{O}}}{RT}$$

$$= \frac{(-394.38 - (-32.89 - 237.19)) \text{ kJ/mol}}{(473^{\circ} \text{ K}) \times (0.00825 \text{ kJ/mol}^{\circ} \text{ K})}$$

$$= -31.85$$

$$K_{a2} = 1.47 \times 10^{-14}$$

La reacción de oxidación del carbón en el agua hace, en teoría, que los tiempos de reacción de este proceso sean mucho más bajos que los de la oxidación en fase seca.

Equilibrio:

$$K_{a1} = \frac{[C_{(s)}] [O_2]}{[CO_2]}$$

$$K_{a2} = \frac{[C_{(s)}] [H_2O]}{[CO_2]}$$

$$K_a = K_{a1} + K_{a2} = \frac{[C_{(s)}] ([H_2O] + [O_2])}{[CO_2]^2}$$

Al oxidarse el cuarenta por ciento del carbono presente, se tiene:

$$5.87 \times 10^{-41} = \frac{[C_{(s)}] [O_2]}{[CO_2]}$$

Rendimientos: Ácido húmico: 60-40%

Períodos necesarios: 60 minutos

Condiciones óptimas:

Temperatura: 200° C

Presión: 1 - 3 atmósferas

Fase: sólido-gas-líquido

Concentraciones iniciales de materia prima:

Carbón: 70% (p/p) en solución acuosa

Agua: 30% (p/p) en mezcla con el carbón

Aire: puro

Cambios necesarios en la materia prima

Carbón:

Disminución de tamaño de las partículas (de cinco centímetros de diámetro a cien micras)

Dilución con agua para formar lodos al 70% (p/p) de carbón

Oxidación con aire del carbón

Aire: Aumento de la presión y fluidización del mismo

Aumento de la temperatura de 25 °C a 200 °C

Reducción del oxígeno presente con el carbón

Número de operaciones de proceso: Cinco.

Tabla 85
Operaciones de proceso y equipo necesario

Operación	Magnitud del cambio	Equipo necesario
Disminución de tamaño de partícula de carbón	1:500	Molino, Tamiz
Formación de lodos al 70% (p/p)		Tanque con agitador
Oxidación del carbón	40% del carbono presente	Reactor con burbujeo
Aumento de la presión y fluidización del aire	1.47 atmósferas	Compresor
Aumento de la temperatura del aire	175 ° C	Intercambiador de calor

Coefficientes de pérdida por equipo:

Ver el apéndice F, tabla CXLI, donde se definen los coeficientes de pérdida por equipo.

Calendario de operación: 300 días / año, días de ocho horas.

Capacidad de producción de la planta:

El balance de masa se hizo a partir de la unidad (en kilogramos) de ácido húmico que se necesita producir diariamente. Se tomó como base que la planta extractora para la que se hace el estudio pretende procesar 300 toneladas de carbón (las cuales, se espera, tendrán una concentración de ácido húmico al 40%(p/p)) y cuentan con un proceso efectivo de extracción del 90%. Para producir 900,000 litros anuales de ácido húmico al 12% (p/p), aproximando la densidad de la solución a la unidad, se genera la siguiente ecuación:

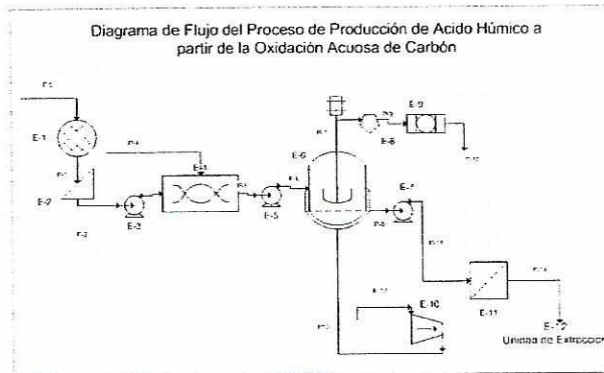
$$\frac{300,000 \text{ Kg. carbón} \times 40 \text{ Kg AH}}{1 \text{ año} \quad 100 \text{ Kg. carbón}} = 120,000 \text{ Kg AH/año}$$

Teniendo como base un año de 300 días laborales, se produce diariamente:

$$\frac{120,000 \text{ Kg AH} \times 1 \text{ año}}{1 \text{ año} \quad 300 \text{ días}} = 400 \text{ Kg AH/día}$$

Tipo de proceso: continuo o por lotes.

Diagrama 2

*Balace de energía del reactor*

Temperatura de referencia = 0° K

Presión de referencia = 1 atmósfera, 101,325 N/m²Presión de operación = 3 atmósferas, 303,975 N/m²

Tabla 86

Balace de energía para el reactor de oxidación de lodos de carbón

Cp (J/Kg(°K))	ΔT (K)	Q (J)	N	ΔP N/m ²	W (J)	U (J)
921	175	127406920	66	3	106296	127513216

Tabla 87

Balace de masa por equipo del proceso de oxidación de lodos de carbón

Número	Equipo	Tipo	Etapa	g/l/s	Presión (Atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	MP/P/S	Compuesto	Concentración (%)	Ingresas Kg/día	Salas Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)	
E1	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		831	814		2	
E2	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		814	798		2	
E3	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		798	790		1	
E4	Tanque	Agitación	1	s/l	n.a	n.a	7		MP	Carbón	70	790	790		0	
									MP	Agua		339	339		0	
E5	Bomba		1	s/l		n.a	7		MP	Lodo carbón		1129			0	
E6	Reactor 1	Presión positiva	1	s/g/l	3	200	7	60	MP	Agua		339			0	
									MP	Carbón	70	790			0	
									MP	Aire/O ₂	1198				0	
									S	Residuo	20		157		0	
									P	Ácido húmico			458	58	0	
									S	CO/CO ₂	19		431		0	
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ S					0	
									S	Ácido fúlvico	3.4		27		0	
E7	Bomba			s/l/g			7		S	Residuo		157	157		0	
									P	Ácido húmico			458	458		0
									S	Ácido fúlvico			27	27		0

Número	Equipo	Tipo	Etapa	g/l/s	Presión (Atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	MP/P/S	Compuesto	Concentración	Ingresos Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
									MP	Agua		339	339		0
									S	CO/CO ₂		431	431		0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ ,S					0
E8	Separador	gas / líquido	1	s/g					S	Residuo		157	157		0
									P	Ácido húmico		458	458		0
									S	Ácido fúlvico		27	27		0
									S	Agua		339	339		0.01
									MP	CO/CO ₂		431	426		1
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ ,S					0
E9	Removedor de CO ₂		1	g	1-1.47 Kg/cm ²				S	CO/CO ₂		426	422		1
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ ,S					0
E10	Compresor		1	g/l					MP	Aire/O ₂					0
									S	CO/CO ₂		4			0
E11	Filtro								S	Residuo		157	152		3
									P	Ácido húmico		458	444		3
									S	Ácido fúlvico		27	27		0
									MP	Agua		339	328		3
E12	Unidad de extracción								S	Residuo		152	197		0
									P	Ácido húmico		444	400		10

Balance de energía del reactor

Temperatura de referencia = 0 °K

Presión de referencia = 1 atmósfera, 101,325 N/m²

Presión de operación = 3 atmósferas, 303,975 N/m²

Tabla 88

Balance de energía para los reactores de oxidación de lodos de carbón

Cp (J/Kg(°K))	ΔT (K)	Q (J)	N	ΔP N/m ²	W (J)	U (J)
921	175	193952792	129	3	205795	194158587

Balance de masa por equipo

Tabla 89

Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de lodos de carbón

No	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	MP/PS	Compuesto	Concentración (%)	Ingresos Kg/día	Salidas Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E1	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		1265	1240		2
E2	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		1240	1215		2
E3	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		1215	1203		1
E4	Tanque	Agitación	1	s/l	n.a	n.a	7		MP	Carbón	70	1203	1203		0
									MP	Agua		515	515		0
E5	Bomba		1	s/l		n.a	7		MP	Lodo carbón		1718			0
E6	Reactor 1	A presión positiva	1	s/g/l	3	200	7	60	MP	Agua		515			0
									MP	Carbón	70	1203			0
									MP	Aire/O ₂		2529			0
									S	Residuo	20		237		0
									P	Ácido húmico			458	38	0
									S	CO/CO ₂	38		1343		0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ ,S					0
									S	Ácido fúlvico	2.6		31		0
E7	Bomba			s/l/g			7		S	Residuo		237	237		0
									P	Ácido húmico		458	458		0
									S	Ácido fúlvico		31	31		0
									MP	Agua		515	515		0
									S	CO/CO ₂		1343	1343		0
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ ,S					0
E8	Separador	gas / liquido	1	s/g					S	Residuo		237	237		0
									P	Ácido húmico		458	458		0
									S	Ácido fúlvico		31	31		0
									S	Agua		515	515		0.01
									MP	CO/CO ₂		1343	1330		1
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ ,S					0
E9	Removedor de CO ₂		1	g	1-1.47 Kg/cm ²				S	CO/CO ₂		1329	1316		1
									S	N ₂ ,O ₂ ,H ₂ ,S					0
E10	Compresor		1	g/l					MP	Aire/O ₂					0
									S	CO/CO ₂		13			0
E11	Filtro								S	Residuo		237	230		3
									P	Ácido húmico		458	444		3
									S	Ácido fúlvico		31	31		0
									MP	Agua		515	500		3
E12	Unidad de extracción								S	Residuo		230	274		0
									P	Ácido húmico		444	400		10

Listado descriptivo del equipo requerido y sus instrumentos de control

Tabla 90

Características del equipo necesario para la oxidación de carbón en lecho fluidificado

Equipo	Capacidad	Costo*	Disponible	Vida media	Diseño especial	Tiempo instalación	Potencia (W)	Potencia (hp)
Molino	100 Kg/h	Q 160,000	Sí	10 años	No	100 h	2237	3
Tamiz	100 Kg/h	Q 48,000	Sí	12 años	No	10 h		
Transportador	100 Kg/h	Q 32,000	No	12 años	No		1491	2
Tanque de mezclado	0.20 m ³ 50 gal	Q 2,160	Sí	12 años	Sí	10 h	1491	2
Bomba	0.13 m ³ /h	Q 7,600	No	12 años	No		3728	5
Reactor	4.25 m ³ 1125 galón	Q 400,000	Sí	12 años	Sí	55 h		
Bomba	0.13 m ³ /h	Q 7,600	No	12 años	No		3728	5
Compresor	50 - m ³	Q 16,000	No	12 años	No	50 h	7457	10
Filtro vertical al vacío	1 m ²	Q 28,000 Q 240,000	Sí	10 años	No	20 h	1491	2
Intercambiador de calor	0.2 -22 m ²	Q 24,000	No	12 años	No	20 h		

*Calculado del valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91.

Tabla 91

Controles de proceso

Equipo	Control
Molino	Tamiz
Tanque de mezclado	Dosificación de agua Flujo de entrada de sólidos
Reactor	Temperatura Producción de CO, CO ₂ Flujo de entrada
Compresor	Presión de operación Temperatura de entrada del gas
Intercambiador de calor	Temperatura de entrada del gas Temperatura de salida del gas Temperatura de entrada del vapor
Filtro	Presión de vacío Espesor de torta

Estimación de costo de depreciación del equipo

Usando el método de depreciación lineal por un período de diez años y un valor de salvamento nulo, se obtiene:

Costo del equipo y de la maquinaria: Q 725,000.00 – 937,000.00

Depreciación anual: Q 72,500.00 – 93,700.00

Estado de la patente del proceso

Para este proceso se solicitó permiso en la oficina de patentes en 1988 y se obtuvo en 1990; por ello, los derechos de la misma están vencidos y no es necesario el pago de regalías por su uso.

Tiempo estimado de desarrollo del proyecto

Tabla 92

Detalle de tiempo estimado por etapa de diseño y desarrollo del proyecto

Etapa	Tiempo estimado
Trabajo de campo para la obtención de datos experimentales de operación.	36 horas
Determinación de condiciones de operación de proceso con balances de energía por equipo, utilidades, tuberías y aislantes, y su diseño óptimo.	65 horas
El listado total del equipo con hojas de especificaciones y estudio de factibilidad.	16 horas
Estimación detallada de diseño, dibujos y especificación de equipo.	48 horas
Diseño completo de planta, impresión de planos, instrucciones de construcción e informe final.	48 horas
Construcción.	
Trabajos de ingeniería civil.	2 meses
Compra de equipo estándar.	40 horas
Instalación de planta.	265 horas
Tiempo total estimado.	5 meses

Consideraciones de proceso

Tabla 93

Consistencia del proceso con su entorno

Factor	Descripción	Consistencia
Disponibilidad tecnológica	¿Existe la mano de obra calificada para la operación del proceso?	Sí
	¿Existe el equipo necesario para el proceso?	Sí
	¿Se tiene la base tecnológica para fabricarlo?	Sí
	¿Existe el personal calificado para el mantenimiento del equipo?	Sí
Material compartido preferido	¿Cuánta de la materia prima del proceso se comparte con otros procesos?	½
	¿Con cuántos procesos?	Múltiples
	¿Cuánta de la materia prima es deseable para la empresa?	2/2
Consistencia con la política empresarial	¿La empresa tiene experiencia en procesos hidrometalúrgicos?, ¿es el proceso hidrometalúrgico?	Sí
	¿Tiene el equipo de proceso a adquirir, otras aplicaciones industriales de interés?	Sí, carbón activado
Consistencia con objetivos empresariales	¿Se mantiene el proceso dentro de las ramas de especialidad de la empresa? (inorgánicos, metalúrgico)	Sí

Documentación de las características de la materia prima usada

Tabla 94

Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso

Compuesto	Cantidad Kg/día	Calidad	Precio*	Precio total
Carbón	850-1300	Lignita a bituminoso	Q560.00/ton	Q 476-728.00
Aire				
Oxígeno	2500		Q2.32/Kg	Q5,800.00
Agua	330-500 L con una pérdida de 25 L/día		Q1.92/m ³	Q1.00
Productos				
Ácido húmico	400		Q33.77/L 12%	Q426,128
Ácido fúlvico	25-30		\$111.60/L al 42%	Q6,643-7,971
Dióxido de carbono	420-1300		Q10.72/Kg	Q4502-13936

*Calculado del valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91.

Disponibilidad de la materia prima y manejo de subproducto

Tabla 95

Disponibilidad de la materia prima

Materia prima	No. proveedores	No. productores / fuentes locales	Simplicidad
Carbón	1	4	Procesamiento: medio Manejo: fácil Acceso: establecido
Aire	No necesita	No necesita	Procesamiento: ninguno Manejo: fácil Acceso: ilimitado
Oxígeno	2	2	Procesamiento: ninguno Manejo: fácil Acceso: posible
Agua	1	Múltiples	Procesamiento: ninguno a medio Manejo: fácil Acceso: ilimitado

Tabla 96
Mercados y forma de deshechos de los subproductos

Subproducto	Valor*	Usos del mercado	Forma de deshecho
Ácido fúlvico	Q655.00 /Kg	Dispersantes, entendedores de combustible, plastilizadores y petroquímicos	Combustión
Dióxido de carbono	Q10.72 /Kg	Unidad petroquímica, atmósferas inertes, no competitivo porque es fácil de producir	Planta de tratamiento para su recuperación o descarte
Residuos de carbón	Q 0.00		Combustión

*Calculado del valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91

Datos de seguridad de los materiales de proceso (materia prima, productos intermedios, productos y subproductos).

Tabla 97
Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso

Compuesto	DL ₅₀	TLV	UFL/ LFL	LOI	AIT	Comentarios y frases de riesgo
Carbón	440 mg/Kg IVN-MUS		610- 170°C		170 °C	R36, R37.
Aire						No tóxico.
Oxígeno						No tóxico.
Productos						
Ácido húmico T _m = 300 °C						R36, R37, R38. Estable. Incompatible con agentes oxidantes fuertes. Irritabilidad respiratoria. Clase de riesgo mayor UN: No peligroso. Grupo de empaque. Temperatura de fusión = 300 °C.
Ácido fúlvico						
Dióxido de carbono	2000 ppm IHL-HMN					En concentraciones bajas, actúa como asfixiante. Estimulante respiratorio. En forma sólida, puede causar quemaduras al contacto.
Monóxido de carbono	LTEL 50 ppm STEL 300 ppm					R12, R23, R33, R48, R61. Tóxico por inhalación. Inodoro e incoloro, no existe indicación de su presencia en una habitación. Puede impedir fertilidad o causar daños a neonatos. Posibles efectos adversos tardíos.

R12 extremadamente inflamable

R33 peligro de efectos acumulativos

R37 irritación del sistema respiratorio

R61 puede causar daños a neonatos

TLV = valor límite de acumulación de compuestos tóxicos

LFL = límite inflamable inferior

LTEL y STEL = límites de exposición tóxica

IVN-MUS = intravenoso, muscular

R23 tóxico por inhalación

R36 irritante a los ojos

R38 irritante de la piel

UFL = límite inflamable superior

LD50 = media de la dosis letal

LOI = índice limitante de oxígeno

AIT = temperatura de autoignición

Estimación de costos de producción:

Costos de energía de proceso:

Costo de energía calorífica: 7.94 Kg de carbón bituminoso / día = Q 4.45/ día

Costos de energía eléctrica: 29 Hp por 8 horas de operación = 173.14 kW.h

203 kW.h x (.4471+.1841) x 1.23 + 7.3816 = Q 141.81/ día

Costos totales de energía de proceso diarios: Q 146.26

Tabla 98

Tabulación de costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima

Costos de producción		Porcentaje costo total producto	Monto (Q)
Costos directos de operación		60	
	Materia prima	10-50	235517
	Mano de obra operativa	15	353276
	Supervisión de operaciones	1.5-2.25	52991
	Energía y utilidades	10-20	471035
	Vapor, electricidad, combustible, refrigeración, agua		
	Mantenimiento y reparación	2-10	235517
	Suministros de operación	1	23552
	Cargas de laboratorio	1.5-3	70655
	Regalías (si no son de un solo pago)	6	141310
	Catalizadores y solventes		
Cargas fijas	Depreciación, impuesto sobre la renta, seguros, renta	10-20	471035
Cargas generales de planta	Médicos, seguridad y protección, generales y gastos generales de planta, prestaciones laborales, empaque, restaurante, recreación, salvamento, laboratorios de control, superintendencia de planta, infraestructura de almacenamiento	5-15	353276
Gastos generales			
Gastos administrativos	Salarios de gerencia, gastos clericales, costos de ingeniería y legales, mantenimiento de oficina, comunicación	2-6	141310
Gastos de distribución y mercadeo		2-20	471035
Investigación y desarrollo		5	117759
Total del costo de producción			3138269

Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso

Tabla 99

Flexibilidad	<p>Se puede variar la temperatura de operación hasta un máximo de 300 °C (temperatura de fusión del ácido húmico).</p> <p>Se puede variar la velocidad de operación del reactor para obtener un mejor contacto sólido-gas hasta un máximo de 0.002 m/s, variando la presión del aire.</p> <p>El reactor puede ser usado para otros procesos hidrometalúrgicos en reacción con gases.</p> <p>El tamaño de partícula es bastante flexible (varía de milímetros a micrómetros).</p> <p>El gas oxidante puede tener cualquier concentración de oxígeno.</p> <p>El proceso puede operar en forma continua, semicontinua o por lotes.</p>
Dificultad técnica	Ninguna.

D. Análisis del proceso de oxidación bacteriológica del carbón.

Reacciones involucradas: desconocidas

Cinética de las reacciones: desconocida

Equilibrio: desconocido

Rendimientos: ácido húmico: 95%

Períodos necesarios: 2880 minutos

Condiciones óptimas:

Temperatura: 37°C

Presión: 1 atmósfera

Fase: sólido-líquido

Concentraciones iniciales de materia prima:

Carbón: 10% (p/p) en solución acuosa

Agua: 90% (p/p) en mezcla con el carbón

Inóculo: 100% (p/p) el peso del carbón utilizado en la mezcla

Nitrógeno: 80% de la atmósfera gaseosa

Dióxido de carbono: 20% de la atmósfera gaseosa

Sulfito de sodio: 5% (v/v) del volumen del inóculo al 2.5% (p/p) de solución

Cloruro de potasio: 16% (p/p) del peso del inóculo

Bicarbonato de sodio: 35% (p/p) del peso del inóculo

Selenita de sodio: 10% (v/v) del volumen del inóculo al 0.1% (p/p) de solución

Resarsurin: 10% (v/v) del volumen del inóculo al 0.1% (p/p) de solución

Solución M metálica de Pfenning: 10% (v/v) del volumen del inóculo

Solución mineral de Pfenning: 1% (v/v) del volumen del inóculo

Cambios necesarios en la materia prima

Carbón:

Diluir con agua para formar lodos al 10% (p/p) de carbón

Inocular de lodos con cepa especializada

Degradar y oxidar lodos

Separar fases

Proveer atmósfera inerte

Número de operaciones de proceso: 5

Condiciones de cada operación y equipo necesario para cada operación del proceso:

Tabla 100
Operaciones de proceso y equipo necesario

Operación	Magnitud del cambio	Equipo necesario
Formación de lodos al 10% (p/p)		Tanque con agitador
Oxidación del carbón	40% del carbono presente	Reactor con agitación y camisa
Inoculación de cepa		Tanque de inóculo
Separación de fases		Filtro
Provisión de atmósfera inerte		Compresor

Coefficientes de pérdida por equipo: ver el apéndice de tabla donde se definen los coeficientes de pérdida por equipo.

Calendario de operación: 300 días / año; días de 24 horas.

Capacidad de producción de la planta:

El balance de masa se hizo a partir de la unidad diaria (en kilogramos) de ácido húmico que se necesita producir. Se supuso que la planta extractora para la que se hace el estudio, procesará 300 toneladas de carbón (con una concentración de ácido húmico esperada del 40%(p/p) y con un proceso de extracción efectivo del 90%) para producir 900,000 litros anuales de ácido húmico al 12% (p/p). Aproximando la densidad de la solución a la unidad, se obtiene:

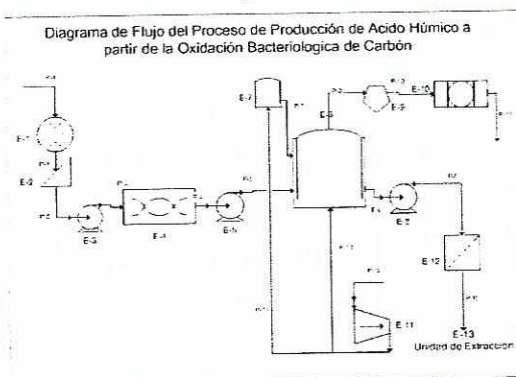
$$\frac{300,000 \text{ Kg. carbón} \times 40 \text{ Kg AH}}{1 \text{ año} \quad 100 \text{ Kg. carbón}} = 120,000 \text{ Kg AH/año}$$

Siendo la base un año de 300 días laborales, se produce diariamente:

$$\frac{120,000 \text{ Kg AH} \times 1 \text{ año}}{1 \text{ año} \quad 300 \text{ días}} = 400 \text{ Kg AH/día}$$

Tipo de proceso: por lotes

Diagrama 4

*Balance de energía del reactor*

Temperatura de referencia = 0 °K

Presión de referencia = 1 atmósfera, 101,325 N/m²Presión de operación = 1 atmósfera, 101,325 N/m²

Tabla 101

Balance de energía para el reactor de oxidación bacteriológica de lodos de carbón

Cp (J/Kg(°K))	ΔT (K)	Q (J)	n	ΔP N/m ²	W (J)	U (J)
921	12	10708292	295	1	0	21416583

Balance de masa por equipo

Tabla 102

Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de lodos de carbón

Número	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	MP/P/S	Compuesto	Concentración (%)	Ingresa Kg./día	Sale Kg./día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E1	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		507	497		2
E2	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		497	487		2
E3	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		487	482		1
E4	Tanque	Agitación	1	s/l	n.a	n.a	7		MP	Carbón	10	482	482		0
									MP	Agua		3858	3858		0
E5	Bomba		1	s/l					MP	Lodo de carbón		4341			0
E6	Reactor 1	Anaeróbico	1	s/g/l	n.a	37	7.5	2880	MP	Inóculo Mic1	10	482			0
									MP	Carbón	10	482			0

Número	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	MP/PS	Compuesto	Concentración (%)	Ingreso Kg./día	Salida Kg./día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
									MP	Agua		3858	3858		0
									MP	2.5% sulfito de sodio	5	0.6			0
									MP	Medio SNTM					0
									MP	N ₂ CO ₂ 80:20					0
									MP	Cloruro de potasio	0.16	0.77			0
									MP	Bicarbonato de sodio	0.35	1.7			0
									MP	0.1% Na ₂ Se ₃	0.1	0.05			0
									MP	0.1% Resarsurín	0.1	0.05			0
									MP	Solución metálica de Pfening	0.1	0.48			0
									MP	Solución mineral de Pfening	1	4.8			0
									P	Ácido húmico			458	95	0
									S	Metano y residuos			96	20	0
									S	Alcohol y ácidos grasos <C4			77		0
E7	Recipiente	Inoculador	1						MP	Cepa Mic1		482			0
E8	Bomba								MP	Agua		3858	3858		0
									S	Metano y residuos		96	96		0
									P	Ácido húmico		458	458		0
									S	CO/CO ₂					0
									S	N ₂ ,H ₂ ,S					0
									S	Alcohol y ácidos grasos <C4		77	77		0

Número	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	MP/PS	Compuesto	Concentración (%)	Ingreso Kg./día	Salida Kg./día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E11	Compresor		1	g/l					MP	N ₂ ,H ₂ ,S					0
									S	CO/CO ₂					0
E12	Filtro								P	Ácido húmico		458	444		3
									S	Alcohol y ácidos grasos <C4		77	75		3
									MP	Agua		3858.44	3742.69		3
E13	Unidad de extracción								P	Ácido húmico		444.44	400		10

Listado descriptivo del equipo requerido y sus instrumentos de control

Tabla 103
Características del equipo necesario para la oxidación bacteriológica del carbón

Equipo	Capacidad	Costo*	Disponible	Vida media	Diseño especial	Tiempo de instalación	Potencia (W)	Potencia (hp)
Molino	120 Kg/h	Q160,000	Sí	10 años	No	100 h	2237.1	3
Tamiz	120 Kg/h	Q48,000	Sí	12 años	No	10 h		
Transportador	120 Kg/h	Q32,000	No	12 años	No		1491.4	2
Tanque de mezclado	10 m ³ 2640 gal	Q280,000	No	12 años	Sí	100 h	11185.5	15
Bomba	1 m ³ /min	Q10,480	No	12 años	No		745.7	1
Tanque incubador	0.5 m ³	Q56,000	Sí	12 años	Sí	10 h		
Bomba	5 m ³ /h	Q14,400		12 años	No		1491.4	2
Reactor	10.5 m ³ 2772 gal	Q320,000	No	12 años	Sí	100 h	11185.5	15
Bomba	1 m ³ /min	Q10,480	Sí	12 años	No		1491.4	2
Compresor		Q24,000	No	12 años	Sí		3728.5	5
Filtro vertical al vacío	1 m ²	Q28,000 Q240,000	Sí	10 años	No	20 h	1491.4	2

*Calculado el valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q 7.91.

Tabla 104
Controles de proceso

Equipo	Control
Reactor, tanque incubador	Concentración de acetatos
	Temperatura
	Concentración de oxígeno
	Flujo de entrada de lodos
	Flujo de entrada de inóculo
Molino	Tamiz
Compresor	Presión de operación
Tanque de mezclado	Flujo de entrada de sólidos
	Dosificación de agua

Estimación de costo de depreciación del equipo

Usando el método de depreciación lineal por un período de diez años y un valor de salvamento nulo, se obtiene:

Costo del equipo y de la maquinaria:	Q. 983,360.00 – Q. 1,195,360.00
Depreciación anual:	Q. 98,336.00 – Q. 119,536.00

Estado de la patente del proceso

Este proceso fue presentado en la oficina de patentes en 1996 y obtuvo el permiso de patente en 1998; por ello, los derechos de la misma están vigentes y es necesario el pago de regalías por el uso de la misma.

Tiempo estimado de desarrollo de proyecto

Tabla 105
Detalle del tiempo estimado por etapa de diseño y desarrollo del proyecto

Etapa	Tiempo estimado
Trabajo de campo para obtener los datos experimentales de operación.	48 horas
Determinación de condiciones de operación de proceso con balances de energía por equipo, utilidades, tuberías y aislantes y su diseño óptimo.	65 horas
Listado total del equipo con hojas de especificaciones y estudio de factibilidad.	16 horas
Estimación detallada de diseño, dibujos y especificación de equipo.	48 horas
Diseño completo de planta, impresión de planos, instrucciones de construcción e informe final.	48 horas
Construcción.	
Fabricación de equipo especial y trabajos de ingeniería civil.	2 meses

Etapa	Tiempo estimado
Compra de equipo estándar.	40 horas
Instalación de la planta.	340 horas
Tiempo total estimado.	5 meses

Consideraciones de proceso

Tabla 106
Consistencia del proceso con su entorno

Factor	Descripción	Consistencia
Disponibilidad tecnológica	¿Existe la mano de obra calificada para la operación del proceso?	Sí
	¿Existe el equipo necesario para el proceso?	No
	¿Se tiene la base tecnológica para fabricarlo?	No
	¿Existe el personal calificado para el mantenimiento del equipo?	No
Material compartido preferido	¿Cuánta materia prima del proceso se comparte con otros procesos?	2/12
	¿Con cuántos procesos?	
	¿Cuánta materia prima es deseable para la empresa?	1/12
Consistencia con la política empresarial	¿La empresa tiene experiencia en procesos hidrometalúrgicos?, ¿es hidrometalúrgico el proceso?	No
	¿Tiene el equipo de proceso que se adquirirá, otras aplicaciones industriales de interés?	Sí
Consistencia con objetivos empresariales	¿Se mantiene el proceso dentro de las ramas de especialidad de la empresa? (inorgánicos, metalúrgico)	No

Documentación de las características de la materia prima usada

Tabla 107
Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso

Compuesto	Cantidad Kg/día	Calidad	Precio*	Precio total
Carbón	500	Lignita a bituminoso	Q560.00/ton	Q280.00
Nitrógeno	4		Q2.16/Kg	Q8.64
Dióxido de carbono	1		Q10.72/Kg	Q10.72
Agua	4000 L pérdida de 25 L/día	normal	Q1.92/m ³	Q7.68
Cepa MIC1	475			
Sulfito de sodio (Estable. Higroscópico. Sensible a la luz. Inflamable.)	0.6	analítica	Q255.92/Kg	Q153.52

Compuesto	Cantidad Kg/día	Calidad	Precio*	Precio total
Cloruro de potasio	0.75	analítica	Q374.64/Kg	Q280.96
Bicarbonato de sodio	1.65	analítica	Q58.48/Kg	Q96.48
Selenita de sodio (Na ₂ SeO ₃)	0.05	analítica	Q524.80/g	Q26,240
Resarsurin	0.05	analítica		
Solución metálica de Pfenning	0.5	analítica		
Solución mineral de Pfenning	4.75	analítica	Q556.00/Kg	Q2,641.04
Productos				
Ácido húmico	400		Q33.77/L 12%	Q426,128
Metano y residuos	95			
Alcohol y ácidos grasos con menos de cuatro carbonos	75			

*Calculado el valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q 7.91.

Disponibilidad de la materia prima y manejo de subproductos

Tabla 108
Disponibilidad de la materia prima

Materia prima	No. de proveedores	No. de productores / fuentes locales	Simplicidad
Carbón	1	4	Procesamiento: ninguno
			Manejo: fácil
			Acceso: establecido
Nitrógeno	2	2	Procesamiento: ninguno
			Manejo: fácil
			Acceso: posible
Dióxido de carbono	2	2	Procesamiento: ninguno
			Manejo: fácil
			Acceso: posible
Agua	1	Múltiples	Procesamiento: ninguno a medio
			Manejo: fácil
			Acceso: ilimitado
Cepa MIC1	1	0	Procesamiento: alto
			Manejo: difícil
			Acceso: no determinado
Sulfito de sodio	1	0	Procesamiento: ninguno
			Manejo: fácil
			Acceso: posible

Materia prima	No. de proveedores	No. de productores / fuentes locales	Simplicidad
Cloruro de potasio	Múltiples	2	Procesamiento: ninguno
			Manejo: fácil
			Acceso: posible
Bicarbonato de sodio	Múltiples	Múltiples	Procesamiento: ninguno
			Manejo: fácil
			Acceso: posible
Selenita de sodio	1	0	Procesamiento: ninguno
			Manejo: difícil
			Acceso: posible
Resarsurin	0	0	Procesamiento: ninguno
			Manejo: fácil
			Acceso: no determinado
Solución metálica de Pfenning	0	0	Procesamiento: ninguno
			Manejo: fácil
			Acceso: posible
Solución mineral de Pfenning	1	0	Procesamiento: ninguno
			Manejo: fácil
			Acceso: posible

Tabla 109
Mercados y forma de deshechos de los subproductos

Subproducto	Valor	Usos del mercado	Forma de deshecho
Alcoholes de cadena corta	Q0.00	Varios, pero no está clara la capacidad de producción del método	Combustión
Ácidos grasos	Q0.00	Varios, pero no está clara la capacidad de producción del método	Combustión
Metano	Q0.00	Combustible	Combustión
Caldo bacteriológico	Q0.00		Combustión / tratamiento antibacteriológico

Datos de seguridad de los materiales de proceso (materia prima, productos intermedios, productos y subproductos).

Tabla 110
Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso

Compuesto	DL ₅₀	TLV	UFL/ LFL	LOI	AIT	Comentarios y frases de riesgo
Carbón	440 mg/Kg IVN- MUS		610- 170°C		170°C	R36 R37.
Nitrógeno						No tóxico.
Dióxido de carbono	2000 ppm IHL- HMN					En concentraciones bajas, actúa como asfixiante. Estimulante respiratorio. En forma sólida, puede causar quemaduras al contacto.
Agua						No tóxico.
Cepa MIC1						
Sulfito de sodio. (Estable. Higroscópico. Sensible a la luz. Inflamable.)	53 mg/Kg IPR- MUS					R34 Dañino por ingestión. Corrosivo, causa quemaduras. Puede causar serios daños a los ojos. Exposición prolongada puede causar efectos CNS. Causa irritación respiratoria severa. El contacto con ácidos libera gases venenosos. (H ₂ S). Evitar la exposición al aire, ácidos, oxidantes, bases, reductores fuertes y metales comunes.
Cloruro de potasio	20 mg/Kg ORL- MAN LDLO 117 mg/Kg IVN- MUS					
Bicarbonato de sodio						Puede irritar los ojos, no es peligroso para el transporte terrestre, aéreo y marítimo.
Selenita de sodio	IPR-RAT LDLO 5.5 mg/Kg; IVN- RAT LD50 3 mg/Kg; ORL- MUS 7 mg/Kg SCU-DOG LDLO 4 mg/Kg ORL- RBT LD50 2 mg/Kg ORL-RAT LD50 7 mg/Kg					Toxicidad alta. Puede ser fatal si es inhalado, ingerido o absorbido por la piel. Carcinógeno experimental. Puede causar defectos reproductivos.
Resarsurin						
Solución metálica de Pfenning						

Compuesto	DL ₅₀	TLV	UFL/ LFL	LOI	AIT	Comentarios y frases de riesgo
Solución mineral de Pfenning						
Ácido húmico T _m = 300 °C						R36 R37 R38. Estable. Incompatible con agentes oxidantes fuertes. Irritabilidad respiratoria. Clase de riesgo mayor UN: No peligroso. Grupo de empaque.
Metano y residuos			5 - 15%		537 C	R12. Asfixiante. Solubilidad en agua: leve (35 ml/L a 20 C).
Compuesto	DL ₅₀	TLV	UFL/ LFL	LOI	AIT	Comentarios y frases de riesgo.
Alcohol y ácidos grasos con menos de cuatro carbonos	ORL-HMN LDLO 428 mg/Kg; ORL-MAN LDLO 6422 mg/Kg; UNR-MAN LDLO 868 mg/Kg	UK a largo plazo: 200 ppm, plazo corto: 250 ppm				R11 R23 R24 R25. Estable. Puede reaccionar violentamente con los ácidos clorhídrico y anhídrido, agentes oxidantes, reductores y metales alcalinos. Protección a la humedad. Altamente tóxico por inhalación, ingestión o absorción por la piel. Puede ser causar defectos reproductivos, su ingestión puede ser fatal. Riesgo de serios e irreversibles daños si es ingerido. La exposición puede causar daños a ojos, hígado, corazón y riñones. La exposición sustancial o crónica puede causar serios daños al ojo, inclusive ceguera. Irritante. Narcótico.

R11 Altamente inflamable.

R12 Extremadamente inflamable.

R23 Tóxico por inhalación.

R24 Tóxico al contacto con la piel.

R25 Tóxico si es ingerido.

R34 Produce quemaduras.

R36 Irritante a los ojos.

R37 Irritación del sistema respiratorio.

R38 Irritación en la piel.

IHL-HMN = inhalado, humano

IPR- MUS = Intraperitoneal, *muskrat*

ORL-MUS= oral, *muskrat*

ORL-RAT = oral, rata

ORL- MAN= oral, mandril

IPR- RAT = intraperitoneal, rata

INV- RAT = intravenoso, rata

SCU-DOG = subcutáneo, perro

ORL-RBT = oral, conejo

ORL-MAN = oral, mandril

LDLO = límite de dosis más baja

Estimación de costos de producción:

Costos de energía eléctrica: 47 Hp por 24 horas de operación + 4 Hp x 1 hora de operación + 2.97 kW.h
 en calor de proceso = 1132 Hp.h + 2.97 kW.h

$$= (844.84 + 2.97) \text{ kW.h} = 847.81 \text{ kW.h}$$

$$847.81 \text{ kW.h} \times (.4471 + .1841) \times 1.23 + 7.3816 = Q 665.60/\text{ día}$$

Costos totales de energía de proceso diarios: Q665.60

Tabla 111
 Costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima

Costos de producción		% costo total producto	Monto (Q)
Costos directos de operación		60	
	Materia prima	10-50	1070521
	Mano de obra operativa	15	1605782
	Supervisión de operaciones	1.5-2.25	240867
	Energía y utilidades	10-20	2141042
	Vapor, electricidad, combustible, refrigeración, agua		
	Mantenimiento y reparación	2-10	1070521
	Suministros de operación	1	107052
	Cargas de laboratorio	1.5-3	321156
	Regalías (si no son de un solo pago)	6	642313
	Catalizadores y solventes		
Cargas fijas	Depreciación, impuesto sobre la renta, seguros, renta	10-20	2141042
Cargas generales de planta	Médicos, seguridad y protección, gastos generales de planta, prestaciones laborales, empaque, restaurante, recreación, salvamento, laboratorios de control, superintendencia de planta, infraestructura de almacenamiento	5-15	1605782
Gastos generales			
Gastos administrativos	Salarios de gerencia, gastos clericales, costos de ingeniería y legales, mantenimiento de oficina, comunicación	2-6	642313
Distribución y mercadeo		2-20	2141042
Investigación y desarrollo		5	535261
Total			14264695

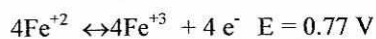
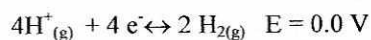
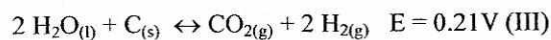
Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso

Tabla 112

Flexibilidad	<p>No se puede variar la temperatura de operación.</p> <p>No se puede acortar el tiempo de reacción.</p> <p>No se puede cambiar la naturaleza de la materia prima ni sus concentraciones.</p> <p>No se puede operar en atmósferas naturales.</p> <p>No se puede operar en forma continua.</p> <p>El tamaño de partícula es bastante flexible (varía de centímetros a micrómetros).</p> <p>La cepa biodigestora está patentada y no puede manipularse o reemplazarse.</p>
Dificultad técnica	<p>El mantenimiento de la cepa biodigestora.</p> <p>El control de la producción de acetato por la bacteria.</p> <p>Mantener la cepa en una atmósfera inerte.</p>

E. Análisis del proceso de oxidación de carbón en celda electrolítica.

Reacciones involucradas:



Cinética de las reacciones:

Siendo la base una oxidación parcial del 40 por ciento del carbón total, la velocidad de la reacción está dada por la ecuación:

$$\gamma = K_a [\text{C}_{(s)}] [\text{H}_2\text{O}]$$

Donde K_a está dado por la ecuación:

$$\begin{aligned} \ln K_a &= \frac{(\Delta G^\circ_f)_{\text{CO}_2} - (\Delta G^\circ_f)_{\text{C}} - (\Delta G^\circ_f)_{\text{H}_2\text{O}}}{RT} \\ &= \frac{(-394.38 - (-32.89 - 237.19)) \text{KJ/mol}}{(473^\circ \text{K}) \times 0.00825 \text{KJ/mol}^\circ \text{K}} \\ &= -31.85 \\ K_a &= 1.47 \times 10^{-14} \end{aligned}$$

La reacción de oxidación del carbón en el agua hace, en teoría, que los tiempos de reacción de este proceso sean mucho más bajos que la oxidación en fase seca.

Equilibrio: $K_a = [C_{(s)}][H_2O] / [CO_2]$

Rendimientos: ácido húmico: 86%

Periodos necesarios: 250 minutos

Condiciones óptimas:

Temperatura: 140 °C

Presión: 1 atmósfera

Fase: sólida - líquida

Concentraciones iniciales de materia prima:

Carbón: 10% (p/p) en solución acuosa

Ácido sulfúrico: 5 moles por litro

Óxido férrico: 0.2 moles por litro

Agua: la necesaria par alcanzar las condiciones de proceso, aproximadamente 55% (p/p) de la mezcla.

Cambios necesarios en la materia prima:

Carbón:

Disminuir el tamaño de 5 centímetros de diámetro a 50 micras.

Diluir con agua para formar lodos al 10% (p/p) de carbón.

Diluir con ácido para formar una solución de concentración 5 molar.

Oxidar en reactor con solución ácida de hierro oxidado.

Separar las fases sólida y líquida.

Hierro:

Oxidar el hierro en solución ácida en celda electrolítica.

Número de operaciones de proceso: Seis.

Tabla 113
Operaciones de proceso y equipo necesario

Operación	Magnitud del cambio	Equipo necesario
Disminución del tamaño de la partícula de carbón	0.736111111	Molino Tamiz
Formación de lodos al 10% (p/p)		Tanque con agitador
Formación de solución ácida de hierro oxidado		Tanque agitador o reactor

Operación	Magnitud del cambio	Equipo necesario
Oxidación del carbón	40% del carbono presente	Reactor con camisa de calor
Oxidación del hierro en solución ácida	100% del hierro presente	Celda electrolítica
Separación de las fase líquida y sólida		Filtro o clarificador

Coefficientes de pérdida por equipo: ver el apendice table donde se definen los coeficientes de pérdida por equipo.

Calendario de operación: 300 días / año y días de 8 horas.

Capacidad de producción de la planta:

El balance de masa se hizo a partir de la unidad (en kilogramos) de ácido húmico que se necesita producir a diario. Se tomó como base que la planta extractora para la que se hace el estudio pretende procesar 300 toneladas de carbón (las cuales, se espera, tendrán una concentración de ácido húmico al 40%(p/p)) y cuentan con un proceso de extracción del 90% efectivo. Para dar una producción de 900,000 litros anuales de ácido húmico al 12% (p/p), aproximando la densidad de la solución a la unidad, se tiene:

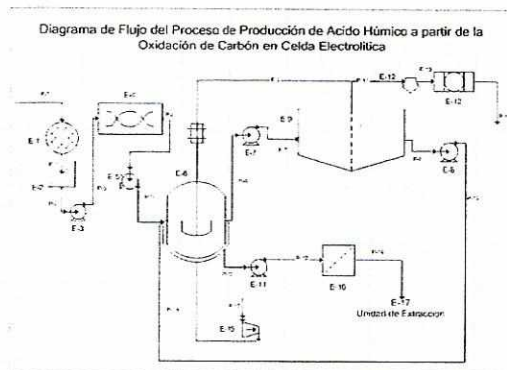
$$\frac{300,000 \text{ Kg. carbón} \times 40 \text{ Kg AH}}{100 \text{ Kg. carbón}} = 120,000 \text{ Kg AH/año}$$

Siendo la base un año de 300 días laborales, se produce diariamente:

$$\frac{120,000 \text{ Kg AH} \times 1 \text{ año}}{300 \text{ días}} = 400 \text{ Kg AH/día}$$

Tipo de proceso: por lotes.

Diagrama 5



Balance de energía del reactor

Temperatura de referencia = 0 °K

Presión de referencia = 1 atmósfera, 101,325 N/m²

Presión de operación = 3 atmósferas, 303,975 N/m²

Tabla 114
Balance de energía para el reactor de oxidación de carbón en celda electrolytica

Cp (J/Kg(°K))	ΔT (K)	Q (J)	n	ΔP (N/m ²)	W (J)	Voltaje	Corriente	Tiempo	Watts	U (J)
921	115	57988239	150	1	0	1.1	2	15000	33000	58021239

Tabla 115
Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón en celda electrolytica

Número	Equipo	Tipo	Etap	g/l/s	Presión (atm)	T (°C)	pH	Tiempo (min.)	MPI/PS	Compuesto	Concentración	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E1	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		560	549		2
E2	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		549	538		2
E3	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		538	533		1
E4	Tanque	Agitación	1	s/l	n.a	n.a	7		MP	Carbón	10	533	533		0
									MP	Agua		11423	11423		0
E5	Bomba		1	s/l		n.a	7		MP	Lodo de carbón		5861			0
E6	Reactor 1	A presión positiva	1	s/g/l	1	140	<3	250	MP	Agua		1143	1028		10
									MP	Carbón	10	533			0

Número	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (atm)	T (°C)	pH	Tiempo (min.)	MP/P/S	Compuesto	Concentración	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
									MP	Sulfato de hierro	0.2 M	162	146		10
									MP	Ácido sulfúrico,	5 M	4023	3621		10
									P	Ácido húmico			458	86	0
									S	Negro de humo			53	10	0
									S	Ácido fúlvico			19	3.5	0
									S	Residuo			21	4	0
									S	CO/CO ₂			412		0
E7	Bomba								MP	Agua		1	1.3		0
									MP	Sulfato de hierro		0.5	0.5		0
									MP	Ácido sulfúrico		13	13		0
E8	Bomba								MP	Agua		1028	1028		0
									MP	Sulfato de hierro		146	146		0
									MP	Ácido sulfúrico		3621	3621		0
E9	Celda	Electrolítica	1	s/g/l	01-12	120-200	<3		MP	Agua		1028	1028		0
									MP	Sulfato de hierro		146	146		0
									MP	Ácido sulfúrico		3621	3621		0
									S	H ₂		54	54		0
E10	Separador	Gas / líquido	1	S/n					MP	Agua		1028	1028		0.01
									MP	Sulfato de hierro		146	146		0.01
									MP	Ácido sulfúrico		3621	3621		0.01
									S	H ₂		54	54		1
E11	Bomba								MP	Agua		1028	1028		0
									MP	Sulfato de hierro		146	146		0
									MP	Ácido sulfúrico		3621	3621		0
E12	Separador	Gas / líquido	1	s/g					MP	Agua		1028	1028		0.01
									MP	Sulfato de hierro		146	145		0.01
									MP	Ácido sulfúrico		3621	3620		0.01
									P	Ácido húmico		458	458		0
									S	Negro de humo		53	53		0

Número	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (atm)	T (°C)	pH	Tiempo (min.)	MP/PS	Compuesto	Concentración	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
									S	Ácido fúlvico		19	19		0.01
									S	Residuo		21	21		0
									S	CO/CO ₂		412	408		1
E13	Removedor de CO ₂		1	g	1-1.47 Kg/cm ²				S	CO/CO ₂		408	404		1
E14	Transportador		1	s					P	Ácido húmico		458	458		0
									S	Negro de humo		53	53		0
									S	Ácido fúlvico		19	19		0
									S	Residuo		21	21		0
									MP	Sulfato de hierro	10	16	16		0
									MP	Ácido sulfúrico	10	402	402		0
									MP	Agua	10	114	114		0
E15	Compresor		1	g/l					MP	Aire/O ₂					0
E16	Filtro								S	Residuo		21	21		3
									P	Ácido húmico		458	444		3
									S	Ácido fúlvico		19	18		3
									S	Negro de humo		53	52		3
									MP	Agua		114	113		1
									MP	Sulfato de hierro		16	16		3
									MP	Ácido sulfúrico		402	390		3
E17	Unidad de extracción								P	Ácido húmico		444	400		10
									S	Negro de humo		51.68			0
									S	Residuo		20.67			0

Condiciones de operación en la celda electrolítica

2 amps celda	0.8 V anodo
1.1 V celda	80 mamps cátodo

Listado descriptivo del equipo requerido y sus instrumentos de control

Tabla 116
Características del equipo necesario para la oxidación de carbón en celda electrolítica

Equipo	Capacidad	Costo*	Disponible	Vida media	Diseño especial	Tiempo instalar	Potencia W	Potencia hp
Molino	70 Kg/h	Q160,000	Sí	10 años	No	100 h	2237.1	3
Tamiz	70 Kg/h	Q48,000	Sí	12 años	No	10 h		
Transportador	70 Kg/h	Q32,000	No	12 años	No		1491.4	2
Tanque de mezclado	3.5 m ³ 825 galón	Q200,000	Sí	12 años	No	50 h	7457	10
Bomba	0.78 m ³ /h	Q8,000	No	12 años	No		3728.5	5
Reactor	3.5 m ³ 825 galón	Q200,000	Sí	12 años	No	50 h	7457	10
Bomba	0.78 m ³ /h	Q8,300	No	12 años	No		1491.4	2
Celda electrolítica	2.6 m ³ 690 galón	Q184,000 55,000	No	5 años	Sí	200 h		
Bomba	0.78 m ³ /h	Q8,300	No	12 años	No		1491.4	2
Filtro vertical al vacío	1 m ²	Q28,000 Q240,000	Sí	10 años	Sí	20 h	1491.4	2
Intercambiador de calor	0.1- 9.9 m ²	Q24,000	No	12 años	No	20 h		

*Calculado el valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91.

Tabla 117
Controles de proceso

Equipo	Control
Molino	Tamiz
Tanque mezclado	pH
	Dosificación de agua
	Dosificación de ácido electrolítico
	Flujo de entrada de sólidos
Reactor	Temperatura
	Flujo de entrada de sólidos
	pH
Celda electrolítica	Emissiones de H ₂
	Voltaje y corriente en el cátodo
	Voltaje y corriente en el ánodo
	Voltaje total de la celda
	Temperatura

Equipo	Control
Intercambiador de calor	Temperatura de entrada de gas
	Temperatura de salida del gas
	Temperatura de entrada de vapor

Estimación de costo de depreciación del equipo

Usando el método de depreciación lineal por un período de diez años y un valor de salvamento nulo:

Costo del equipo y maquinaria: Q955,000.00 – 1,167,600.00

Depreciación anual: Q 95,500.00 – 116,760.00

Estado de la patente del proceso

El permiso para la patente se solicitó en la oficina de patentes en 1984 y se obtuvo en 1986, por lo que los derechos de la misma están vencidos y no es necesario el pago de regalías por el uso de la misma.

Tiempo estimado de desarrollo de proyecto

Tabla 118
Detalle de tiempo estimado por etapa de diseño y desarrollo del proyecto

Etapa	Tiempo estimado
Trabajo de campo para obtener datos experimentales de operación.	48 horas
Determinación de condiciones de operación del proceso con balances de energía por equipo, utilidades, tuberías, aislantes y su diseño óptimo.	65 horas
Listado total del equipo con hojas de especificaciones y estudio de factibilidad.	16 horas
Estimación detallada de diseño, dibujos y especificación de equipo.	48 horas
Diseño de planta completo, impresión de planos, instrucciones de construcción e informe final.	48 horas
Construcción.	
Fabricación de equipo especial y trabajos de ingeniería civil.	5 meses
Compra de equipo estándar.	40 horas
Instalación de planta.	450 horas
Tiempo total estimado.	9 meses

Consistencia del proceso con su entorno

Factor	Descripción	Consistencia
Disponibilidad tecnológica	¿Existe la mano de obra calificada para la operación del proceso?	Si
	¿Existe el equipo necesario para el proceso?	No
	¿Se tiene la base tecnológica para fabricarlo?	Si
	¿Existe el personal calificado para el mantenimiento del equipo?	No
Material compartido preferido	¿Cuánta materia prima del proceso se comparte con otros procesos?	2/4
	¿Con cuántos procesos?	4+
	¿Cuánta de la materia prima es deseable para la empresa?	2/4
Consistencia con la política empresarial	¿La empresa tiene experiencia en procesos hidrometalúrgicos?, ¿es el proceso hidrometalúrgico?	No
	El equipo que se adquirirá para el proceso, ¿tiene otras aplicaciones industriales de interés?	No
Consistencia con los objetivos empresariales	¿Se mantiene el proceso dentro de las ramas de especialidad de la empresa? (inorgánicos, metalúrgico)	No

Documentación de las características de la materia prima usada

Tabla 120

Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso

Compuesto	Cantidad Kg/día	Calidad	Precio*	Precio total
Carbón	550	Lignita a bituminoso	Q560.00/ton	Q308.00
Agua	3000 L c/pérdida de 80 L/día	Potable	Q1.92/m ³	Q9.60
Sulfato de hierro	320 Kg con una pérdida de 4 Kg/día	Comercial	Q120.24/L .25N	Q38,476.80 inicial Q481/día
Ácido sulfúrico	3900 L con una pérdida de 50 L/día	Comercial	Q81.28/L	Q317,000 inicial Q4064/día
Productos				
Ácido húmico	400		Q33.77/L 12%	Q426,128
Ácido fúlvico	13.75		Q111.60/L al 42%	Q3,653.52
Dióxido de carbono	400		Q10.72/Kg	Q4,288.00
Negro de humo	52		Q2.80/Kg	Q145.60

*Calculado el valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91.

Disponibilidad de la materia prima y manejo de subproductos

Tabla 121
Disponibilidad de la materia prima

Materia prima	No. de proveedores	No. de productores / fuentes locales	Simplicidad
Carbón	1	4	Procesamiento: medio Manejo: fácil Acceso: establecido
Aire	No necesita	No necesita	Procesamiento: ninguno Manejo: fácil Acceso: ilimitado
Ácido sulfúrico	5	0	Procesamiento: ninguno Manejo: difícil Acceso: posible
Hierro	Múltiples	Múltiples	Procesamiento: molienda fina Manejo: fácil Acceso: posible

Tabla 122
Mercados y forma de deshechos de los subproductos

Subproducto	Valor*	Usos del mercado	Forma de deshecho
Negro de humo	Q2.80 /Kg	Ingrediente que se usa para mejorar la dureza de los neumáticos.	Combustión.
Dióxido de carbono	Q10.72 /Kg	Unidad petroquímica, atmósferas inertes, no competitivo porque es fácil de producir.	Planta de tratamiento para su recuperación o descarte.
Residuos de carbón	Q0.00		Combustión.
Ácido sulfúrico 5M	Q0.00		Dilución en agua y neutralización con bases débiles (caro).

*Calculado el valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91.

Datos de seguridad de los materiales de proceso (materia prima, productos intermedios, productos y subproductos).

Tabla 123
Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso

Compuesto	DL ₅₀	TLV	UFL/ LFL	LOI	AIT	Comentarios y frases de riesgo
Carbón	440 mg/Kg IVN-MUS		610-170°C		170°C	R36 R37.
Agua						No tóxico.
Sulfato de hierro						R36 R37 R38. Estable. Incompatible con minerales ácidos. El polvo puede actuar como irritante de la piel, el sistema respiratorio y los ojos.
Ácido sulfúrico	LDLO 135 mg/Kg UNR-MAN 320 mg/m ³ /2h IHL-MUS					Extremadamente corrosivo, causa quemaduras serias. Altamente tóxico. Daño por inhalación, ingestión y por contacto dérmico. La ingestión puede ser fatal. El contacto dérmico puede producir quemaduras severas y extensivas. La exposición crónica puede causar daños al pulmón y posible cáncer. Tb=327°C. Reacciona violentamente con agua; por ello, se debe añadir cuidadosamente el ácido al agua.
Productos						
Ácido húmico						R36 R37 R38. Estable. Incompatible con agentes oxidantes fuertes. Irritabilidad respiratoria. Clase de riesgo mayor UN: No peligroso. Grupo de empaque. Temperatura de fusión = 300 °C.
Ácido fúlvico						
Dióxido de carbono	LTEL 50 ppm STEL 300 ppm					R12 R23 R33 R48 R61. Tóxico por inhalación. Inodoro e incoloro. No existe indicación de su presencia en una habitación. Puede impedir fertilidad o causar daños a neonatos. Posibles efectos adversos retrasados.
Negro de humo		7 mg/m ³				Daño: Evaluación IARC: posible carcinógeno humano (Grupo 2B). Puede ser dañino por ingestión e inhalación. Irritante respiratorio.

R12 Extremadamente inflamable

R33 Peligro de efectos acumulativos

R23 Tóxico por inhalación

R36 Irritante para los ojos

R37 Irritación en el sistema respiratorio

R48 Peligro de daños serios a la salud por exposición prolongada
neonatos

UFL = límite inflamable superior

LD50 = media de la dosis letal

LFL = límite inflamable inferior

LTEL y STEL = límites de exposición tóxica

R38 Irritación en la piel

R61 Puede causar daños a

AIT = temperatura de autoignición

IVN-MUS = Intravenoso, muscular

LOI = índice limitante de oxígeno

Estimación de costos de producción:

Costos de energía de proceso:

Costo de energía calorífica: 2.37 Kg de carbón bituminoso / día = Q 1.33/ día

Costos de energía eléctrica: 36 hp por 8 horas de operación + 33 kW.h de la celda electrolítica
= 214.94 kW.h + 33 kW.h

= (247.94 kW.h) x (.4471+.1841) x 1.23 + 7.3816 = Q 199.88/ día

Costos totales de energía de proceso diarios: Q 201.21

Tabla 124

Costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima

Costos de producción		% costo total producto	Monto (Q)
Costos directos de operación		60	
	Materia prima	10-50	2828893.08
	Mano de obra operativa	15	4243339.62
	Supervisión de operaciones	1.5-2.25	636500.94
	Energía y utilidades	10-20	5657786.16
	Vapor, electricidad, combustible, refrigeración, agua		
	Mantenimiento y reparación	2-10	2828893.08
	Suministros de operación	1	282889.31
	Cargas de laboratorio	1.5-3	848667.92
	Regalías (si no son de un solo pago)	6	1697335.85
	Catalizadores y solventes		
Cargas fijas	Depreciación, impuesto sobre la renta, seguros, renta	10-20	5657786.16
Cargas generales de planta	Médicos, seguridad y protección, generales y gastos generales de planta, prestaciones laborales, empaque, restaurante, recreación, salvamento, laboratorios de control, superintendencia de planta, infraestructura de almacenamiento.	5-15	4243339.62

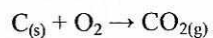
Costos de producción		% costo total producto	Monto
			(Q)
Gastos administrativos	Salarios de gerencia, gastos clericales, costos de ingeniería y legales, mantenimiento de oficina, comunicación.	2-6	1697335.85
Gastos de distribución y mercadeo		2-20	5657786.16
Investigación y desarrollo		5	1414446.54
Total costo de producción			37695000

Tabla 125
Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso

Flexibilidad	<p>Se puede variar la temperatura de operación hasta un máximo de 300 °C que es la temperatura de fusión del ácido húmico.</p> <p>Se puede usar cualquier tipo de materia prima como fuente de hierro, incluyendo material de deshecho.</p> <p>Las concentraciones de hierro en solución son flexibles.</p> <p>Las concentraciones de carbón en solución son flexibles.</p> <p>El pH de la mezcla usada es flexible (1-6).</p> <p>La reacción está limitada por temperaturas menores a 120 °C.</p> <p>La reacción está limitada por el potencial eléctrico de la celda electroquímica.</p>
Dificultad técnica	<p>El mantenimiento de la celda electrolítica.</p> <p>El manejo de sustancias químicas peligrosas.</p> <p>La carga y descarga del proceso.</p> <p>El tratamiento de material de deshecho.</p>

F. Análisis del proceso de oxidación de carbón en ácido nítrico.

Reacciones involucradas



Cinética de las reacciones

Tomando como base una oxidación parcial del 40% del carbón total, la velocidad de la reacción está dada por:

$$\gamma = K [C_{(s)}] [O_2]$$

Donde K_a está dado por la ecuación:

$$\ln K_a = \frac{(\Delta G^\circ_f)_{CO_2} - (\Delta G^\circ_f)_C - (\Delta G^\circ_f)_{O_2}}{RT}$$

$$= \frac{(-394.38 - (-32.89)) \text{ KJ/mol}}{(473^\circ \text{ K}) \times 0.00825 \text{ KJ/mol } ^\circ \text{ K}}$$

$$= -92.64$$

Equilibrio

$$K_a = [C_{(s)}] [O_2] / [CO_2]$$

Rendimientos

Ácido húmico: 64%

Períodos necesarios: 250 - 360 minutos

Condiciones óptimas

Temperatura: 80° C

Presión: 1-17 atmósferas

Fase: sólido-líquido

Concentraciones iniciales de materia prima

Carbón: 65% (p/p) en solución acuosa

Agua: 35% (p/p) en mezcla con el carbón

Ácido nítrico: el equivalente al 100% (p/p) del carbón presente en el reactor

Aire: puro

Cambios necesarios en la materia prima

Carbón:

Disminución de tamaño de las partículas, de 5 centímetros de diámetro a 40 micras.

Dilución con agua para formar lodos al 65% (p/p) de carbón.

Oxidación del carbón con aire, catalizado con ácido nítrico.

Separación de la fase sólida de la solución ácida.

Aire:

Aumento de la presión y fluidización del mismo.

Aumento de la temperatura de 25 °C a 80 °C.

Reducción del oxígeno presente con el carbón.

Número de operaciones de proceso: Seis.

Tabla 126
Operaciones de proceso y equipo necesario

Operación	Magnitud del cambio	Equipo necesario
Disminución del tamaño de las partículas de carbón	1:1250	Molino Tamiz
Formación de lodos al 65% (p/p)		Tanque con agitador
Oxidación del carbón	40% del carbono presente	Reactor con burbujeo y agitación
Aumento de la presión y fluidización del aire	1.47 atmósferas	Compresor
Aumento de la temperatura del aire	55 °C	Intercambiador de calor
Separación de fase sólida de la acuosa		Filtro

Coefficientes de pérdida por equipo: ver el apéndice table donde se definen los coeficientes de pérdida por equipo.

Calendario de operación: 300 días / año; días de 8 horas.

Capacidad de producción de la planta:

El Balance de masa se hizo tomando como base la unidad diaria en kilogramos de ácido húmico que es necesario producir. Se consideró que la planta extractora para la que se hace el estudio pretende procesar 300 toneladas de carbón (que se asume, tendrá una concentración de ácido húmico del 40%(p/p)) y cuenta con un proceso de extracción del 90% efectivo. Para producir 900,000 litros anuales de ácido húmico al 12% (p/p), aproximando la densidad de la solución a la unidad, se obtiene:

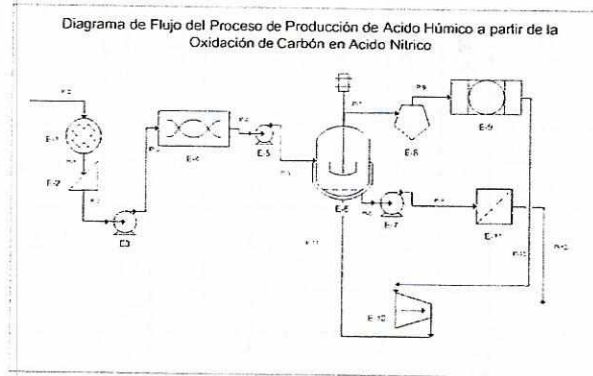
$$\frac{300,000 \text{ Kg. carbón} \times 40 \text{ Kg AH}}{100 \text{ Kg. carbón}} = 120,000 \text{ Kg AH/año}$$

Teniendo como base un año de 300 días laborales, se produce diariamente:

$$\frac{120,000 \text{ Kg AH} \times 1 \text{ año}}{300 \text{ días}} = 400 \text{ Kg AH/día}$$

Tipo de proceso: por lotes.

Diagrama 6

*Balance de energía del reactor*

Temperatura de referencia = 0 °K

Presión de referencia = 1 atmósfera, 101,325 N/m²Presión de operación = 1 atmósfera, 101,325 N/m²

Tabla 127

Balance de energía para el reactor de oxidación de carbón en ácido nítrico

Cp (J/Kg(°K))	ΔT (K)	Q (J)	N	ΔP N/m ²	W (J)	U (J)
921	55	36326190	88	1	0	36326190

Tabla 128

Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón en ácido nítrico

Numero	Equipo	Tipo	Etapa	g/l/s	Presión (atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	MP/P/S	Compuesto	Concentración (%)	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E1	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		753	738		2
E2	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		738	723		2
E3	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		723	716		1
E4	Tanque	Agitación	1	s/l	n.a	n.a			MP	Carbón	65	716	716		0
									MP	Agua		307	307		0
E5	Bomba		1	s/l		n.a			MP	Lodo carbón		1022			0

Numero	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	M/P/S	Compuesto	Concentración (%)	Ingresos Kg/día	Salidas Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E6	Reactor 1	A presión positiva	1	s/g/l	1	80		250	MP	Agua		307	307		0
									MP	Carbón	70	716			0
									MP	Ácido nítrico	70	716	716		0
									MP	Aire		1971			0
									P	Ácido húmico			458	64	0
									S	Residuo			64	9	0
									S	CO/CO ₂			986		0
E7	Bomba			s/l/g					MP	Agua		307	307		0
									MP	Ácido nítrico		716	716		0
									P	Ácido húmico		458	458		0
									S	Residuo		64	64		0
									S	CO/CO ₂		986	986		0
E8	Separador	gas / líquido	1	s/g					MP	Agua		307	307		0.01
									MP	Ácido nítrico		716	716		0.01
									P	Ácido húmico		458	458		0
									S	Residuo		64	64		0
									S	CO/CO ₂		986	976		1
E9	Removedor de CO ₂		1	g	1-1.47 Kg/cm ²				S	CO/CO ₂		976	966		1
E10	Compresor		1	g/l					MP	Aire/O ₂			1970		0
E11	Filtro								MP	Agua		307	298		3
									MP	Ácido nítrico		716	694		3
									P	Ácido húmico		458	444		3
									S	Residuo		64	62		3
E12	Unidad de extracción								P	Ácido húmico		444	400		10
									S	Residuo		62			0
E13	Bomba								MP	Agua		9	9		0
									MP	Ácido nítrico		22	22		0

Balace de energía del reactor: Temperatura de referencia = 0 °K

Presión de referencia = 1 atmósfera, 101,325 N/m²

Presión de operación = 1 atmósfera, 101,325 N/m²

Tabla 129
Balance de energía para el reactor de oxidación de carbón en ácido nítrico

Cp (J/Kg(°K))	ΔT (K)	Q (J)	N	ΔP N/m ²	W (J)	U (J)
921	55	51663915	40	1	0	51663915

Tabla 130
Balance de masa por equipo del proceso de oxidación de carbón en ácido nítrico

Numero	Equipo	Tipo	Etapa	g/l/s	Presión (atm)	Tempearatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	MP/P/S	Compuesto	Concentración (%)	Ingresas Kg/día	Salas Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E1	Molino	Martillo	1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		1071	1049		2
E2	Tamiz		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		1049	1028		2
E3	Transportador		1	s	n.a	n.a	n.a		MP	Carbón		1028	1018		1
E4	Tanque	Agitación	1	s/l	n.a	n.a			MP	Carbón	65	1018	1018		0
									MP	Agua		436	436		0
E5	Bomba		1	s/l		n.a			MP	Lodo carbón		1455			0
E6	Reactor 1	A presión positiva	1	s/g/l	1-17	80		270-360	MP	Agua		436	436		0
									MP	Carbón	70	1018			0
									MP	Ácido nítrico	70	1018	1018		0
									MP	Aire		3142			0
									P	Ácido húmico			458	45	0
									S	Residuo			92	9	0
									S	CO/CO ₂			1792		0
E7	Bomba			s/l/g					MP	Agua		436	436		0
									MP	Ácido nítrico		1018	1018		0
									P	Ácido húmico		458	458		0
									S	Residuo		92	92		0
									S	CO/CO ₂		1792	1792		0
E8	Separador	gas / liquido	1	s/g					MP	Agua		436	436		0.01
									MP	Ácido nítrico		1018	1018		0.01
									P	Ácido húmico		458	458		0
									S	Residuo		92	92		0
									S	CO/CO ₂		1792	1774		1

Numero	Equipo	Tipo	Etapas	g/l/s	Presión (atm)	Temperatura (°C)	pH	Tiempo (minutos)	MP/PI/S	Compuesto	Concentración (%)	Ingreso Kg/día	Salida Kg/día	Eficiencia (%)	Pérdida (%)
E9	Removedor de CO ₂		1	g	1-1.47 Kg/cm ²				S	CO/CO ₂		1774	1756		1
E10	Compresor		1	g/l					MP	Aire/O ₂					0
E11	Filtro								MP	Agua		436	423		3
									MP	Ácido nítrico		1018	988		3
									P	Ácido húmico		458	444		3
									S	Residuo		92	89		3
E12	Unidad de extracción								P	Ácido húmico		444	400		10
									S	Residuo		89			0
E13	Bomba								MP	Agua		13	13		0
									MP	Ácido nítrico		31	31		0

Tabla 131
Características del equipo necesario para la oxidación de carbón en ácido nítrico

Equipo	Capacidad	Costo*	Disponible	Vida media	Diseño especial	Tiempo de instalación	Potencia W	Potencia Hp
Molino	125 Kg/h	Q160,000	Sí	10 años	No	100 h	2237.1	3
Tamiz	125 Kg/h	Q48,000	Sí	12 años	No	10 h		
Transportador	125 Kg/h	Q32,000	No	12 años	No		1491.4	2
Tanque de mezclado	2.5 m ³ 825 gal	Q480,000	Sí	12 años	No	50 h	5592.75	7.5
Bomba	0.57 m ³ /h	Q12,000	No	5 años	No		3728.5	5
Reactor	3.5 m ³ 825 gal	Q576,000	Sí	5 años	No	55 h	5592.75	7.5
Bomba	0.57 m ³ /h	Q12,000	No	5 años	No		3728.5	5
Filtro vertical al vacío	1 m ²	Q28,000 Q240,000	Sí	5 años	Sí	20 h	1491.4	2
Intercambiador de calor	0.1-8.8 m ²	Q24,000	No	12 años	No	20 h		
Compresor	50 m ³	Q16,000	No	12 años	No	50 h	1491.4	2

*Calculado el valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91.

Tabla 132
Controles de proceso

Equipo	Control
Molino	Tamiz
Tanque mezclado	pH
	Dosificación de agua
	Dosificación de ácido
	Flujo de entrada de sólidos
Reactor	Temperatura
	Flujo de entrada de sólidos
	pH
	Emisiones de CO ₂
	Presión de operación
Compresor	Temperatura de entrada de aire
	Presión de operación
Intercambiador de calor	Temperatura de entrada de gas
	Temperatura de salida del gas
	Temperatura de entrada de vapor

Estimación de costo de depreciación del equipo

Usando el método de depreciación lineal por un período de 5 años y un valor de salvamento nulo, se obtiene:

Costo del equipo y maquinaria: Q1,388,000.00 – 1,600,000.00

Depreciación anual: Q 277,600.00 – 320,000.00

Estado de la patente del proceso

Se solicitó la patente para este proceso en 1979 y se obtuvo en 1980, por lo que los derechos de la misma están vencidos y no es necesario el pago de regalías por el uso de la misma.

Tabla 133
Detalle del tiempo estimado por etapa de diseño y desarrollo del proyecto

Etapa	Tiempo estimado
Trabajo de campo para obtener datos experimentales de operación.	48 horas
Determinación de condiciones de operación de proceso con balances de energía por equipo, utilidades, tuberías y aislantes, y su diseño óptimo.	65 horas
Listado total del equipo con hojas de especificaciones y estudio de factibilidad.	16 horas
Estimación detallada del diseño, dibujos y especificación del equipo.	48 horas
Diseño de planta completo, impresión de planos, instrucciones de construcción e informe final.	48 horas
Construcción.	
Fabricación de equipo especial y trabajos de ingeniería civil.	2 meses
Compra de equipo estándar.	40 horas
Instalación de planta.	305 horas
Tiempo total estimado.	5 meses

Consideraciones de proceso

Tabla 134
Consistencia del proceso con su entorno

Factor	Descripción	Consistencia
Disponibilidad tecnológica	¿Existe la mano de obra calificada para la operación del proceso?	Sí
	¿Existe el equipo necesario para el proceso?	Sí
	¿Se tiene la base tecnológica para fabricarlo?	Sí
	¿Existe el personal calificado para el mantenimiento del equipo?	Sí
Material compartido preferido	¿Cuánta de la materia prima del proceso se comparte con otros procesos?	2/3
	¿Con cuántos procesos?	2+
	¿Cuánta de la materia prima es deseable para la empresa?	1/3
Consistencia con la política empresarial	¿La empresa tiene experiencia en procesos hidrometalúrgicos?, ¿es el proceso hidrometalúrgico?	Sí
	El equipo que se adquirirá, tiene otras aplicaciones industriales de interés?	Sí
Consistencia con los objetivos empresariales	¿Se mantiene el proceso dentro de las ramas de especialidad de la empresa? (inorgánicos, metalúrgico)	Sí

Tabla 135
Características, cantidades y precios de la materia prima del proceso

Compuesto	Cantidad Kg/día	Calidad	Precio*	Precio Total
Carbón	750-1100	Lignita a Antracita	Q560/ton	Q420 - 616.00
Aire				
Oxígeno	3100		Q2.32/Kg	Q7,200.00
Agua	300-450 L con pérdida de 25 L/día		Q1.92/m ³	Q0.88
Ácido nítrico	700-1000 L con pérdida de 50 L/día		Q32.80/L	Q22,720-32,800 inicial y Q1640/día
Productos				
Ácido húmico	400		Q33.77/L 12%	Q426,128
Dióxido de carbono	950-1750		Q10.72/Kg	Q10,184-18,760

*Calculado el valor del quetzal comparado con el valor del US\$ el día 5 de septiembre de 2003: US\$ 1/Q7.91.

Tabla 136
Disponibilidad de la materia prima

Materia Prima	No. Proveedores	No. productores / fuentes locales	Simplicidad
Carbón	1	4	Procesamiento: medio Manejo: fácil Acceso: establecido
Aire	No necesita	No necesita	Procesamiento: ninguno Manejo: fácil Acceso: ilimitado
Ácido nítrico	3	0	Procesamiento: ninguno Manejo: difícil Acceso: posible

Tabla 137
Mercados y forma de deshechos de los subproductos

Subproducto	Valor	Usos del mercado	Forma de deshecho
Dióxido de carbono	10.72/Kg.	Unidad petroquímica, atmósferas inertes, no competitivo porque es fácil de producir.	Planta de tratamiento para su recuperación o descarte.
Residuos de carbón	Q0.00		Combustión.
Ácido nítrico de deshecho	Q0.00		Dilución en agua y neutralización con bases débiles (caro).

Tabla 138
Hoja de datos de seguridad de materiales del proceso

Compuesto	DL ₅₀	TLV	UFL/ LFL	LOI	AIT	Comentarios y frases de riesgo
Carbón	440 mg/Kg IVN-MUS		610-170°C		170°C	R36 R37.
Aire						No tóxico.
Oxígeno						No tóxico.
Agua						No tóxico.
Ácido nítrico	430 mg/Kg ORL-HMN	2 ppm períodos largos de exposición 5 mg/m ³				Puede ser fatal si es ingerido o inhalado. Extremadamente corrosivo. El contacto con los ojos y la piel puede causar quemaduras graves y daño permanente. Fuerte oxidante. Las sustancias evitar incluyen bases y agentes reductores fuertes, álcalis, la mayoría de metales comunes, materia orgánica, alcoholes y carburos. Tb:121 °C (69% ebulle a 86 °C). Estable. Corroe acero. Sensible a la luz.
Productos						
Ácido húmico						R36 R37 R38. Estable. Incompatible con agentes oxidantes fuertes. Irritabilidad respiratoria. No peligroso. Grupo de empaque. Tm= 300 °C.
Dióxido de carbono	2000 ppm IHL-HMN					En concentraciones bajas, actúa como asfixiante. Estimulante respiratorio. En forma sólida, puede causar quemaduras al contacto.
Monóxido de carbono	LTEL 50 ppm STEL 300 ppm					R12 R23 R33 R48 R61. Tóxico por inhalación. Inodoro e incoloro, no existe indicación de su presencia en una habitación. Puede impedir fertilidad o causar daños a neonatos. Posibles efectos adversos retrasados.

R12 Extremadamente inflamable

R33 Peligro de efectos acumulativos

R37 Irritación en el sistema respiratorio

R48 Peligro de serios daños a la salud por exposición prolongada
neonatos

UFL = Límite inflamable superior
de compuestos tóxicos

LD50 = Media de la dosis letal

LTEL y STEL = Límites de exposición tóxica
muscular

R23 Tóxico por inhalación

R36 Irritante para los ojos

R38 Irritante para la piel

R61 Puede causar daños a

TLV = Valor límite de acumulación

LFL = límite inflamable inferior

LOI = índice limitante de oxígeno

IVN-MUS = Intravenoso,

AIT = Temperatura de autoignición
 fusión

Tm = Temperatura de

Tb = Temperatura de ebullición

Estimación de costos de producción:

Costos de energía de proceso:

Costo de energía calorífica: 2.12 Kg de carbón bituminoso / día = Q 1.18/ día

Costos de energía eléctrica: 34 hp por 8 horas de operación = 203 kW.h

$(203 \text{ kW.h}) \times (.4471 + .1841) \times 1.23 + 7.3816 = \text{Q } 164.99/\text{ día}$

Costos totales de energía de proceso diarios: Q 166.17

Tabla 139

Costos de producción calculados por índices en función del costo de la materia prima

Costos de producción		Costo total producto	Monto (Q)
Costos directos de operación		60	
	Materia prima	10-50	695756.4
	Mano de obra operativa	15	1043634.6
	Supervisión de operaciones	1.5-2.25	156545.19
	Energía y utilidades	10-20	1391512.8
	Vapor, electricidad, combustible, refrigeración, agua		
	Mantenimiento y reparación	2-10	695756.4
	Suministros de operación	1	69575.64
	Cargas de laboratorio	1.5-3	208726.92
	Regalías (si no son de un solo pago)	6	417453.84
	Catalizadores y solventes		
Cargas fijas	Depreciación, impuesto sobre la renta, seguros, renta	10-20	1391512.8
Cargas generales de planta	Médicos, seguridad y protección, gastos generales de planta, prestaciones laborales, empaque, restaurante, recreación, salvamento, laboratorios de control, superintendencia de planta, infraestructura de almacenamiento.	5-15	1043634.6

Costos de producción		Costo total producto	Monto (Q)
GASTOS GENERALES			
Gastos administrativos	Salarios de gerencia, gastos clericales, costos de ingeniería y legales, mantenimiento de oficina, comunicación.	2-6	417453.84
Distribución y mercadeo		2-20	1391512.8
Investigación y desarrollo		5	347878.2
Total			9270954

Tabla 140
Análisis de la flexibilidad y dificultad técnica del proceso

Flexibilidad	<p>Se puede variar la temperatura de operación hasta 200 °C, pero está limitada por el punto de ebullición del ácido nítrico (80 °C a temperatura atmósfera).</p> <p>No se puede variar el tamaño de la partícula; debe ser de 50 µm.</p> <p>Las concentraciones de carbón en solución no debe ser mayor al 30%.</p> <p>La concentración de ácido nítrico debe estar entre el 10% del contenido de carbón y 10 veces el mismo.</p> <p>El pH de la mezcla usada es flexible (1-6).</p>
Dificultad técnica	<p>El manejo de sustancias químicas peligrosas.</p> <p>La carga y descarga del proceso.</p> <p>El tratamiento de material de deshecho.</p>

APÉNDICE F

A. Información de apoyo sobre el equipo necesario.

Tabla 141
Definición de coeficientes de pérdida por equipo de proceso

Equipo	Coefficiente de pérdida
Molino	2%
Tamiz	2%
Transportador de banda abierto	1%
Tanques de mezcla	0%
Bombas y tuberías	0%
Reactor	0%
Compresor	0%
Filtro	3%
Ciclón	3%

