

- P.N. ABW-777 96273



ICAITI

*Impulsando el desarrollo
de la industria centroamericana*

C5-329

VOLUME II
FINAL REPORT
SUBSTRATE AND ETHANOL
INHIBITION TO YEAST
IN CONCENTRATED SUBSTRATES
(CDR PROJECT NO. C5-329)

REC'D IN RSD/R

JUL 27 1995

CC: BOSTID

APPENDIX 5

Diseño, construcción y montaje
de un biorreactor heterogeneo de mezcla perfecta
para hidrolizar sacarosa
utilizando biomasa de levadura inmovilizada.

Carlos Rolz Sagastume

Final research report presented to the

Faculty of Engineering

Department of Industrial Chemical Engineering

Universidad Rafael Landivar

Guatemala, October, 1990

SUMMARY

Carlos Rolz Sagastume. Design, construction, and assembly of a heterogeneous bioreactor with perfect mixing to hydrolyze sucrose using immobilized yeast biomass. Final research report presented to the Faculty of Engineering, Department of Industrial Chemical Engineering, Universidad Rafael Landivar, Guatemala, October, 1990

This paper describes laboratory studies on the enzymatic hydrolysis of sucrose solutions of different concentrations to produce glucose and fructose solutions. Based on these results, two alternative industrial scale processes were designed. In each of them, the principal equipment was designed for a production capacity to satisfy partially the possible demand in the local market for the product. Direct and indirect costs were determined in order to estimate the unit production cost.

It was observed that the rate of hydrolysis of the sucrose by the pretreated immobilized yeast biomass was markedly inhibited by initial sucrose concentrations above 10%. The experimental data could be adjusted to kinetic models commonly used for these reactions; the absolute values obtained for these parameters coincided within one order of magnitude with those previous reported by other research groups who employed different preparations of the enzyme catalyst.

The alternative determined to be the most appropriate was that in which a dilute solution (10%) was hydrolyzed and later concentrated to the level of solids established by the market. The total unit cost of production was Q1.88 per kg solids for an annual production of 644 100 kg. This cost is competitive on the international level since the actual price of fructose rich syrups (43%) produced enzymatically from corn starch is Q.1.46 per kg (FOB USA).

UNIVERSIDAD RAFAEL LANDIVAR
FACULTAD DE INGENIERIA
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA INDUSTRIAL

"DISEÑO, CONSTRUCCION Y MONTAJE DE UN BIORREACTOR
HETEROGENEO DE MEZCLA PERFECTA PARA HIDROLIZAR
SACAROSA UTILIZANDO BIOMASA DE LEVADURA INMOVILIZADA"



en el Grado Academico de

LICENCIADO

Guatemala, octubre de 1990

AUTORIDADES DE LA UNIVERSIDAD RAFAEL LANDIVAR

RECTOR: Monseñor Luis Manresa Formosa
VICERRECTORA GENERAL: Licda. María Luisa Beltranena de Padilla
VICERRECTOR ACADEMICO: Lic. Luis Achaeradio Suazo
SECRETARIO GENERAL: Lic. Gabriel Medrano Valenzuela
DIRECTOR FINANCIERO: Lic. Jaime Reyes Barrios
DIRECTOR ADMINISTRATIVO: Lic. Tomás Martínez Cáceres

CONSEJO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA

Decano:

Ing. Carlos Vela Schippers

Vicedecano y Director del Programa de Maestría en
Administración Industrial:

Ing. Jorge Lavarreda Grotewold.

Secretario:

Ing. Eduardo Calderón Reyes

Director de Ingeniería Mecánica:

Ing. Carlos García Bickford

Director de Ingeniería Industrial:

Ing. Jorge Nadalini Lemus

Director de Ingeniería Química Industrial:

Ing. Fernando López Fernández

Director de Ingeniería Civil Administrativa:

Ing. Pierre Castillo Contoux

Coordinador de Carreras Cortas:

Ing. Carlos Alvarado Galindo

Representantes de Catedráticos:

Ing. Julio Aguilar Schafer

Ing. Juan Carlos Gramajo Monterroso

Representantes Estudiantiles:

Br. Guillermo Díaz Beneke

Br. Juan Cristian Rolz Sagastume

TRIBUNAL QUE PRACTICO EL EXAMEN PRIVADO DE TESIS

Ing. Fernando López

Ing. Rodolfo Espinosa Smith

Ing. Federico Salazar

ASESOR DE TESIS

Ing. Carlos E. Rolz Asturias



INSTITUTO CENTROAMERICANO DE
INVESTIGACION Y TECNOLOGIA INDUSTRIAL
(ICAITI)

CENTRAL AMERICAN RESEARCH INSTITUTE FOR INDUSTRY

Avenida La Reforma 4-47, Zona 10 - 01010
GUATEMALA

COSTA RICA
EL SALVADOR
GUATEMALA
HONDURAS
NICARAGUA

Apartado Postal 1552 - 01901
Cables: ICAITI
Telex: 5312-ICAITI-GU
Teléfonos: P.B.X. 310631

Señores
Miembros del Consejo
Facultad de Ingeniería
Universidad Rafael Landívar
Presente

Su referencia	Fecha de su carta	Nuestra referencia	Fecha
		CECT 51/1/01	1990 09 20

Asunto: Trabajo de tesis

Señores Miembros del Consejo:

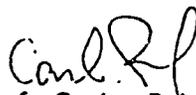
Por este medio comunico a ustedes que he asesorado el trabajo de tesis titulado "Diseño, construcción y montaje de un biorreactor heterogéneo de mezcla perfecta para hidrolizar sacarosa utilizando biomasa de levadura inmovilizada" que fue desarrollado por el Br. Carlos Rolz Sagastume, para optar al título de Ingeniero Químico Industrial.

En mi calidad de asesor, he procedido a supervisar las etapas de revisión bibliográfica, elaboración de plan experimental, realización de las experiencias de laboratorio, discusión de resultados y elaboración del informe final. He quedado satisfecho con la ejecución de estas etapas y puedo afirmar que los resultados obtenidos han estimulado la posibilidad de producir en el país un nuevo producto edulcorante a partir del azúcar de caña.

Es, por tanto mi opinión, que dicho Informe de Tesis amerita ser aprobado, para que el Br. Rolz Sagastume proceda con los trámites de su graduación.

En espera de que ustedes queden igualmente satisfechos con el trabajo, quedo

Atentamente,


Prof. Carlos Rolz Asturias
Ingeniero Químico Colegiado No. 50
Centro de Estudios Científicos y
Tecnológicos

OFICINAS REGIONALES DEL ICAITI EN:

Cámara de Industria de
Costa Rica
A.P. 10003. SAN JOSE
Costa Rica

Asociación Salvadoreña de
Industrias (ASÍ)
A.P. 28, SAN SALVADOR
El Salvador

Centro Comercial Plaza Miraflores
No. 311
A.P. 20-449, TEGUCIGALPA
Honduras

Cámara de Industria de
Nicaragua (CADIN)
A.P. 1436, MANAGUA
Nicaragua

Miembro de la Comisión Panamericana de Normas Técnicas, COPANT



UNIVERSIDAD RAFAEL LANDIVAR

VISTA HERMOSA II, ZONA 16. APARTADO POSTAL 38 C.
TELS. 062151 AL 55 - 062621 AL 25 - 062731 AL 55
GUATEMALA, C.A. 01016 CABLE: URLAND

FACULTAD DE INGENIERIA

Reg. No. I-132-90

5 de octubre de 1990

Señor
Carlos Rolz Sagastume
Presente:

Estimado señor Rolz:

A continuación me permito transcribir a usted el punto DECIMO CUARTO del Acta 19-90 de la sesión celebrada por el Consejo de la Facultad de Ingeniería el día 27 de septiembre del año en curso, el cual literalmente dice:

DECIMO CUARTO: "Se autorizó la impresión de la tesis de CARLOS ROLZ - SAGASTUME, titulada: 'Diseño, Construcción y Montaje de un Biorreactor Heterogéneo de Mezcla Perfecta para Hidrolizar Sacarosa utilizando Biomasa - de Levadura Inmovilizada', previo a optar al título de Ingeniero Químico - Industrial.

Atentamente,

Ing. Eduardo A. Calderón Reyes
SECRETARIO

EACR*
cc Expediente
Archivo



AGRADECIMIENTO

Agradezco a las autoridades del Instituto Centro Americano de Investigación y Tecnología Industrial (ICAITI) por haberme dado la oportunidad de utilizar sus instalaciones físicas para el desarrollo de la Fase Experimental de este trabajo de tesis.

Al personal de la División de Investigación Aplicada, mis reconocimientos por su constante y valiosa cooperación y, en especial, a la señorita María Eugenia Ayala Franco por su interés y entusiasmo mostrado en la redacción, montaje e impresión final de dicho informe de tesis.

DEDICATORIA ESPECIAL

A DIOS

Quien con inmenso amor y divina presencia me ha permitido llegar a este momento.

A MIS PADRES

Lic. Elvira Sagastume de Rolz
Ing. Carlos E. Rolz Asturias

Quienes con su amor, esfuerzo y comprensión me han impulsado siempre hacia adelante.

A MIS HERMANOS

Ana Gabriela y
Juan Cristian

Con cariño.

A MI TIO

Víctor Sagastume Fontana

Con admiración y respeto.

A MI NOVIA

Carla María Sandoval Aguilar

Gracias por tu constante apoyo y motivación.

A MIS AMIGOS

Carmina Pinto de Bianchi
Lisa Margarita Pira Ortiz
José Francisco Murúa

Con quienes compartí momentos gratos de vida estudiantil y trabajo en este proyecto de investigación.

INDICE

	Página
Resumen	1
1. Introducción	3
2. Antecedentes	5
3. Justificaciones	13
4. Objetivos	16
5. Hipótesis Experimental	17
6. Aspectos Metodológicos	18
7. Resultados	21
8. Discusion	40
9. Conclusiones	167
10. Recomendaciones	171
11. Referencias	172
12. Apéndice	179
Lista de Cuadros	
Número	Título
Cuadro 1	Modelos cinéticos que caracterizan la acción de una enzima.
	8
Cuadro 2	Valores de los parámetros cinéticos de los modelos que representan la acción de la invertasa pura en solución o inmovilizada.
	10
Cuadro 3	Consumo per cápita de edulcorantes en los EEUU
	14
Cuadro 4	Fotografía aparato de inmovilización y perlitas.
	22

Cuadro 5	Técnicas de inmovilización. Tamaño de perlitas en relación al flujo de aire y al flujo de la suspensión.	25
Cuadro 6	Fotografía del reactor de mezcla perfecta operado por tandas.	28
Cuadro 7	Conversión de sacarosa en una solución al 10%.	32
Cuadro 8	Conversión de sacarosa en una solución al 15%.	33
Cuadro 9	Conversión de sacarosa en una solución al 20%.	34
Cuadro 10	Producción diaria necesaria para cubrir en diferentes porcentajes al mercado nacional.	41
Cuadro 11	Diagrama de bloques para representar los procesos de las dos diferentes alternativas.	45
Cuadro 12	Arreglo de datos para el análisis lineal del método integral.	54
Cuadro 13	Costo de los tanques para la primera alternativa de proceso.	109
Cuadro 14	Costo de las unidades que componen la red de intercambiadores de calor para la primera alternativa de proceso.	112
Cuadro 15	Listado del equipo que compone la infraestructura de proceso para la primera alternativa.	115
Cuadro 16	Inversión de costos fijos, planta productora de mieles de azúcares invertadas.	119
Cuadro 17	Costo total de manufactura, producción de mieles de azúcares invertadas.	121
Cuadro 18	Valor de las diferenciales para puntos en la curva de solución con concentración inicial al 15%.	131
Cuadro 19	Valor de las diferenciales para puntos en la curva de solución con concentración inicial al 20%.	132

Cuadro 20	Costo de los tanques para la segunda alternativa de proceso.	160
Cuadro 21	Costo de las unidades que componen la red de intercambiadores de calor para la segunda alternativa de proceso.	161
Cuadro 22	Listado del equipo que compone la infraestructura de proceso para la segunda alternativa.	165
Cuadro 23	Calibración de la bomba utilizada en las pruebas de inmovilización.	180

Listado de Gráficas

Número	Título	
Gráfica 1	Conversión de una solución de sacarosa al 10% con respecto al tiempo.	37
Gráfica 2	Conversión de una solución de sacarosa al 15% con respecto al tiempo.	38
Gráfica 3	Conversión de una solución de sacarosa al 20% con respecto al tiempo.	39
Gráfica 4	Disminución del substrato con respecto al tiempo para diferentes valores de los parámetros cinéticos.	58
Gráfica 5	Variación en el número de biorreactores en función del volumen de reactor activo para cinética de Michaelis-Menten.	60
Gráfica 6	Variación en el número de biorreactores en función de la conversión fraccional para cinética de Michaelis-Menten.	61
Gráfica 7	Plano planta productora de mieles invertidas de acuerdo a la primera alternativa de proceso.	103
Gráfica 8	Reducción de sacarosa en función del tiempo para solución con concentración inicial del 15 y 20%.	133

Gráfica 9	Comparación de datos para modelo inhibición contra los experimentales al 15%.	135
Gráfica 10	Comparación de datos para modelo inhibición contra los experimentales al 20%.	136
Gráfica 11	Ajuste de datos experimentales (15%) al modelo cinético de primer orden.	139
Gráfica 12	Ajuste de datos experimentales (20%) al modelo cinético de primer orden.	140
Gráfica 13	Variación en el número de bioreactores en función del volumen de reactor activo para cinética de primer orden.	142
Gráfica 14	Variación en el número de bioreactores en función de la conversión fraccional para cinética de primer orden.	143
Gráfica 15	Plano planta productora de mieles invertidas de acuerdo a la segunda alternativa de proceso.	157
Gráfica 16	Calibración DNS para el análisis de muestras al 10%.	182
Gráfica 17	Calibración DNS para el análisis de muestras al 15 y 20%.	183

RESUMEN

En el presente trabajo se describen los estudios efectuados a nivel de laboratorio de la hidrólisis enzimática de soluciones de sacarosa de diferente concentración para producir soluciones de glucosa y fructosa. En base a esos resultados se sintetizaron dos alternativas de proceso a nivel industrial. En cada una de ellas se dimensionó el equipo principal de acuerdo a una capacidad de producción establecida para satisfacer parcialmente una posible demanda en el mercado local para dicho producto. Se determinaron los costos directos e indirectos con el objeto de estimar el costo unitario de producción.

Se observó que la velocidad de hidrólisis de la sacarosa por biomasa de levadura pretratada inmóvil se ve marcadamente inhibida por concentraciones iniciales de sacarosa arriba del 10%. Fue posible ajustar los datos experimentales a modelos cinéticos comúnmente empleados para estas reacciones y los valores absolutos de los parámetros obtenidos, concuerdan en orden de magnitud, con aquellos previamente informados por otros investigadores que emplearon diferentes preparaciones de catalítico enzimático.

Se determinó que la alternativa más adecuada fue aquella en donde se hidroliza una solución diluida (10%) de sacarosa para posteriormente concentrarla al nivel de sólidos establecido por el mercado (70%). El costo unitario

total de producción fue de Q.1.88 por Kg de sólidos para una producción anual de 644 100 Kg. Dicho costo es competitivo a nivel internacional ya que el precio actual de las mieles ricas en fructosa (42%) producidas enzimáticamente a partir de almidón de maíz es de Q.1.46 por Kg (precio base ex-fábrica EEUU).

1. INTRODUCCION

La hidrólisis de la sacarosa en sus componentes glucosa y fructosa está catalizada por la enzima beta-fructofuranosidasa (E.C. 3.2.1.26), comúnmente conocida como invertasa.

Dicha enzima se encuentra en células de origen animal y vegetal, así como también en micro-organismos uni- y multicelulares, localizada en la parte externa de la membrana citoplasmática, posiblemente con alguna asociación a la pared celular. Es elemento clave dentro del aparato enzimático de la célula.

La enzima se produce industrialmente en preparados de diferente grado de purificación y precio de venta. La fuente principal de la misma es la biomasa de las levaduras, específicamente del género *Saccharomyces*.

En este trabajo se utilizaron células atrapadas dentro de soportes para biocatalizar la hidrólisis de la sacarosa en un reactor heterogéneo. Esta metodología evita el proceso de extracción y purificación de una enzima en particular.

La selección de la levadura a utilizar es resultado de investigaciones realizadas en una fase anterior al proyecto que se presenta (42, 43), las cuales conciernen al estudio de la actividad de la invertasa en distintos géneros de levaduras. Asimismo se usó la misma metodología que aparece en estos trabajos para el procedimiento de pretratar las

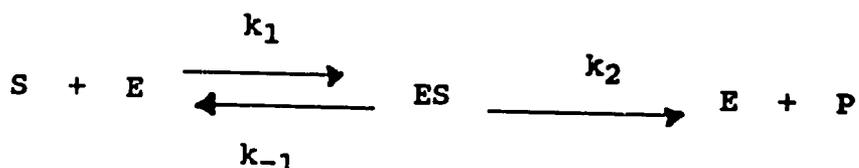
levaduras para inhibirles su crecimiento; acción necesaria para evitar que la levadura utilice los productos de la hidrólisis con el objeto único de reproducirse.

Las velocidades de reacción catalizada por enzimas de células inmóviles generalmente es menor que la de la misma enzima en solución, porque los reaccionantes, en este caso, la sacarosa, tienen que vencer las resistencias de transferencia de masa desde el seno del líquido hasta la superficie del catalizador. Se propone con el siguiente trabajo estudiar la cinética de reacción minimizando los efectos que tengan sobre la misma los fenómenos de difusión y la concentración de substrato inicial para el sistema consistente en levaduras inhibidas de su crecimiento pero con actividad de invertasa y atrapadas en perlititas de alginato de sodio.

2. ANTECEDENTES

Para poseer un conocimiento más amplio de las reacciones que involucran enzimas, es necesario profundizar en la cinética enzimática.

La conversión de un único substrato S a un único producto P por una enzima E está representado por:



En este modelo que caracteriza la mayoría de las reacciones enzimáticas simples, es interesante notar el complejo enzima-substrato (ES) que se forma a la mitad de la reacción. Este complejo refleja la especificidad que muestra la enzima en cuestión por un substrato dado.

Las reacciones enzimáticas se definen por la siguiente relación:

$$v = -dS/dt = V_{\max} * S / (S + K_m) \quad (1)$$

en donde:

V_{\max} = velocidad de reacción máxima

K_m = constante de Michaelis-Menten

Esta ecuación conocida como la relación de Michaelis-Menten da la velocidad de reacción en función de la concentración de substrato. Así cuando $S \gg K_m$, la velocidad de reacción se aproxima a su valor máximo limitante V_{\max} ; también cuando

s es igual a K_m , la velocidad de reacción es igual a la mitad de V_{max} .

De aquí se deduce la importancia que representa el obtener valores confiables para los parámetros cinéticos K_m y V_{max} , pues estos definirán la ecuación cinética de la reacción.

Experimentalmente es difícil trabajar con valores de s muy altos (Wang et al, 1979) por lo que el modelo Michaelis-Menten no es muy utilizado para encontrar los parámetros cinéticos. Un reordenamiento de la ecuación (1) nos da:

$$1/v = 1/V_{max} + K_m/V_{max} * 1/S$$

Al graficar valores de $1/v$ contra $1/S$ es posible encontrar directamente (por una regresión lineal) los valores de los parámetros. Este método es conocido como la gráfica de Lineweaver-Burk (Wang et al, 1979).

Muchas enzimas se comportan de acuerdo al modelo de Michaelis-Menten, pero algunas de ellas exhiben un comportamiento anormal. Por ejemplo, se ha encontrado que se desvían del comportamiento asintótico que predice el modelo de Michaelis-Menten y presentan una disminución de la velocidad a altas concentraciones de substrato.

Estas anomalías se deben a inhibiciones de ciertas moléculas sobre la actividad catalítica de la enzima. La inhibición sobre la acción de una enzima puede ser reversible o irreversible. En ésta última, el inhibidor forma un complejo estable con la enzima y no es posible romperlo para recuperar la acción enzimática. Ejemplos de

estos inhibidores irreversible son metales pesados como el plomo y mercurio (Aiba *et al*, 1973).

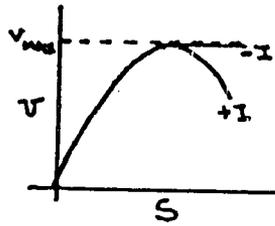
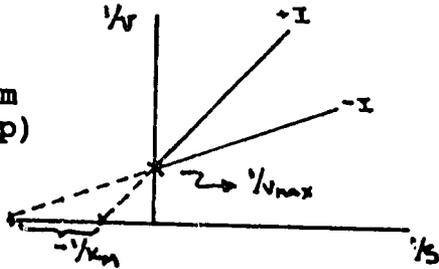
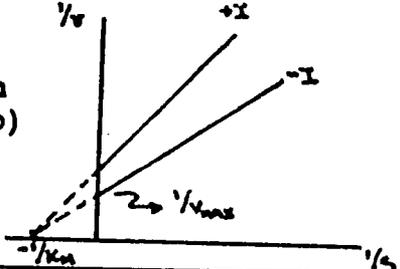
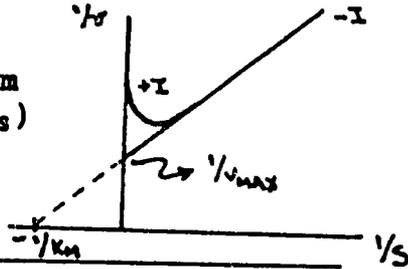
Por otro lado, la inhibición reversible se caracteriza por un tercer parámetro cinético K_i , el cual mide la afinidad del inhibidor I por la enzima. Se conocen tres tipos de inhibiciones reversibles: competitivas, acompetitivas y por substrato. La inhibición competitiva cesa a concentraciones de substrato altas (Wang *et al*, 1979) y el valor aparente que se obtiene para el parámetro K_m de la gráfica de Lineweaver-Burk, es mayor que el K_m real (en ausencia del inhibidor) (Cuadro 1).

La inhibición acompetitiva no cesa a valores altos de concentración de substrato y el valor aparente que se obtiene para el K_m de la gráfica de Lineweaver-Burk, es el real (Cuadro 1). En la mayoría de casos de inhibición competitiva, como en acompetitiva, el inhibidor es el mismo producto de la reacción.

La inhibición por substrato es menor frecuente pero para ciertas enzimas, como la invertasa (Bowski *et al*, 1971), la acción de ésta se encuentra inhibida a altas concentraciones de substrato y sigue el modelo cinético de Michaelis-Menten para soluciones diluidas de sacarosa (Cuadro 1).

Recientemente se ha hecho énfasis en formas más complejas de inhibición, algunos autores han postulado incluso inhibiciones combinadas de substrato y producto para

Cuadro 1. Modelos cinéticos que caracterizan la acción de una enzima

Modelo	Ecuación	Parámetros cinéticos involucrados	Representación
Michaelis-Menten	$v = \frac{V_{MAX} S}{K_M + S}$	V_{MAX} , K_M	
Inhibición competitiva	$v = \frac{V_{MAX} S}{S + K_M (1 + 1/K_I)}$	V_{MAX} , K_M K_I ó (K_P)	
Inhibición acompetitiva	$v = \frac{V_{MAX} S}{(1 + 1/K_I) S + K_M}$	V_{MAX} , K_M K_I ó (K_P)	
Inhibición por sustrato	$v = \frac{V_{MAX} S}{S + K_M + S^2/K_I}$	V_{MAX} , K_M K_I ó (K_S)	
Inhibición por sustrato y producto	$v = \frac{V_{MAX} S}{K_M (1 + P/K_P) + S + (S^2/K_I)}$	V_{MAX} , K_M K_I ó (K_S) , K_P ó $(K_G + K_F/2) *$	

* Para la hidrólisis de la sacarosa por la invertasa K_P equivale a $K_G + K_F/2$ donde G y F son los productos glucosa y fructosa respectivamente.

la hidrólisis de la sacarosa (Geankopolis *et al*, 1987; López-Santin *et al*, 1982; Combes y Monsan, 1983).

Sin embargo al hacer un análisis de los datos que se encuentran en las principales publicaciones científicas pertinentes de la acción de la invertasa, es posible darse cuenta que aunque la tendencia general se mantiene, es decir sigue el modelo de Michaelis-Menten a soluciones diluidas y se desvía de éste a soluciones concentradas de sacarosa, existen diferencias en los valores de los parámetros cinéticos. Es fácil observar este comportamiento en el Cuadro 2, en donde la variación en el valor de la concentración de sacarosa por encima de la cual empieza a existir una inhibición en la velocidad de reacción, va desde 68 g/L hasta 102 g/L. Esto indica claramente que dichas preparaciones enzimáticas presentaban diferencias, ya sea por su origen o por su grado de purificación.

Para evitar extraer la invertasa de las levaduras y después purificarla hasta cierto grado, algunos investigadores han pensado utilizar directamente biomasa de levadura inmovilizada en un soporte para ser utilizada posteriormente como un catalizador heterogéneo en un biorreactor. Esta estrategia evita los costos asociados con la extracción y purificación de la enzima. Una enzima inmovilizada se define como aquella a la cual se le ha restringido su movimiento completamente a una pequeña región delimitada (Wang *et al*, 1979).

Cuadro 2. Valores de los parámetros cinéticos de los modelos que representan la acción de la invertasa pura en solución o inmovilizada

Referencia	Modelo Michaelis Menten	Modelo Inhibición por sustrato y Modelo Inhibición por sustrato y producto	Catalizador
Bowsti et al (1971)	$S_0 < 100 \text{ g L}^{-1}$ $K_m = 54.7 \text{ g L}^{-1}$ $V_m = 5.61 \text{ g l}^{-1} \text{ min}^{-1}$	$S_0 > 100 \text{ g L}^{-1}$ $K'_{i0} = .0054 \text{ g glucosa/g sacarosa, min}$ $K'_{i1} = .0183 \text{ l/g sacarosa}$ $K'_{i2} = .62 \times 10^{-4} \text{ l}^2/\text{g sacarosa}^2$	Enzima en solución
Mason y Wentall (1972)	$S_0 < 100 \text{ g L}^{-1}$ $K_m = 0.15 \text{ g L}^{-1}$ $V_m = 0.0103 \text{ g L}^{-1} \text{ min}^{-1}$	-	Enzima en solución e inmovilizada
Toda (1972)	$S_0 < 60 \text{ g L}^{-1}$ $K_m = 6.84 - 8.55 \text{ g L}^{-1}$	-	Enzima en solución
Kobayashi y Moo-Young (1973)	$S_0 < 95 \text{ g L}^{-1}$ $K_m = 39.3 \text{ g L}^{-1}$ $V_m = 6.13 \text{ g/g invertasa inmovil min}$	-	Enzima inmovilizada
Maeda et al (1973)	$K_m = 0.65 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil) $K_m = 0.62 \text{ g L}^{-1}$ (en solución)	-	Enzima inmovilizada
Dickensheets et al (1977)	$S_0 < 68 \text{ g L}^{-1}$ $K_m = 16 \text{ g L}^{-1}$ (en solución) $K_m = 44.3 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil)	$S_0 > 68 \text{ g L}^{-1}$ $K_i = 1670 \text{ g L}^{-1}$ (en solución) $K_i = 2840 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil)	Enzima inmovilizada
Ooshima et al (1980)	$K_m = 5.88 \text{ g L}^{-1}$	-	Enzima inmovilizada
Adachi et al (1980)	$S_0 < 68 \text{ g L}^{-1}$ $K_m = 9.50 \text{ g L}^{-1}$ (en solución) $K_m = 11.29 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil)	$S_0 > 68 \text{ g L}^{-1}$ $K_i = 376 \text{ g L}^{-1}$ (en solución) $K_i = 445 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil)	Enzima en solución e inmovilizada
Hradil y Svec (1981)	$S_0 < 97.7 \text{ g L}^{-1}$ $K_m = 41.72 \text{ g L}^{-1}$ (en solución) $V_m = 14.98 \text{ g/g invertasa min}$ $K_m = 50.62 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil) $V_m = 22.16 \text{ g/g invertasa min}$	-	Enzima en solución e inmovilizada
López Santin et al (1982)	$S_0 < 102.6 \text{ g L}^{-1}$ $K_m = 47.88 \text{ g L}^{-1}$ (en solución) $K_m = 44.46 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil)	$S_0 > 102.6 \text{ g L}^{-1}$ $K_p = 11.63 \text{ g L}^{-1}$ (en solución) $K_p = 11.63 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil) $K_s = 311.22 \text{ g L}^{-1}$ (en solución) $K_s = 379.62 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil)	Enzima en solución e inmovilizada

Cuadro 2. Valores de los parámetros cinéticos de los modelos que representan la acción de la invertasa pura en solución o inmovilizada
-continuación-

Referencia	Modelo Michaelis Menten	Modelo Inhibición por sustrato y Modelo Inhibición por sustrato y producto	Catalizador
Coebes y Monsan (1983)	$S_0 < 88.67 \text{ g L}^{-1}$ $K_m = 16.76 \text{ g L}^{-1}$ $V_m = 1.21 \text{ g L}^{-1} \text{ min}^{-1}$ (60.5 g/g invertasa min)	$S_0 > 88.67 \text{ g L}^{-1}$ $K_g = 92.34 \text{ g L}^{-1}$ $K_f = 43.78 \text{ g L}^{-1}$ $K_s = 0.68 \text{ g L}^{-1}$	Enzima en solución
Mansfeld y Schellenberger (1987)	$K_m = 9.92 \text{ g L}^{-1}$ (en solución) $V_m = 18.98 \text{ g/g invertasa min}$ (en solución) $K_m = 31.56 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil) $V_m = 108.29 \text{ g/g proteina,}$ invertasa min (inmóvil)	-	Enzima en solución e inmovilizada
Simionescu et al (1987)	$K_m = 28.73 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil) $K_m = 10.26 \text{ g L}^{-1}$ (en solución)	-	Enzima en solución e inmovilizada
Geanklopis et al (1987)	$S_0 < 82.1 \text{ g L}^{-1}$ $K_m = 14.23 \text{ g L}^{-1}$ (inmóvil)	$S_0 > 82.1$ $K_I = 599.53 \text{ g L}^{-1}$ $K_p = 31.77 \text{ g L}^{-1}$	Enzima en solución e inmovilizada
Nakajima et al (1988)	$S_0 < 66.5 \text{ g L}^{-1}$ $K_m = 13.68 \text{ g L}^{-1}$ $V_m = 4.62 \text{ g/g invertasa}$ inmóvil min	$S_0 > 66.5 \text{ g L}^{-1}$ $K_s = 239.4 \text{ g L}^{-1}$	Enzima inmovilizada

Los métodos de inmovilización se han dividido en dos grupos generales. El primero se basa en que la inmovilización procede con el atrapamiento de la enzima en un espacio determinado. Las enzimas atrapadas se subdividen de acuerdo a si la estructura del sistema de atrapamiento es un espacio cerrado, como en el caso del encapsulamiento en perlititas de algún polímero (alginato de sodio) (Chibata et al, 1986).

O si se atrapan en múltiples espacios pequeños como es el caso del atrapamiento en una matriz. La matriz más común es la poliacrilamida, pero como apuntan Goldman et al (1971) hay varias desventajas: 1) el tamaño del poro del gel es muy grande dando lugar a una fuga continua de la enzima, 2) accesibilidad reducida del substrato a la enzima atrapada y, 3) pérdida de la actividad enzimática debido a interferencias de radicales libres formados durante la reacción de polimerización.

El segundo grupo se basa en la unión de la enzima a un soporte; esto puede ser por adsorción o por unión covalente o iónica. Las enzimas inmovilizadas por unión covalente o iónica se pueden subdividir de acuerdo a si la unión es entre la enzima y el soporte o entre enzimas y luego adsorbidas a un soporte.

Muchos investigadores (Simionescu et al, 1987; Maeda et al. 1973; Dickensheets et al, 1977; Hradil y Svec, 1981) han utilizado la técnica de inmovilizar la enzima por unión iónica a un soporte de celulosa.

Como el lector podrá deducir, existen muchos métodos de inmovilización, pero la selección por una técnica en particular, dependerá del objetivo del estudio.

Son varios los tipos de reactores que se han utilizado usando enzimas que se encuentran tanto inmovilizadas como en solución. Se clasifican los reactores de acuerdo a su modo de operación y patrón de flujo. El sistema más común es el tanque agitado por tandas. Para sistemas continuos, los sistemas más usuales, son los reactores de columna empacada tanto de lecho fijo como fluido o suspendido.

3. JUSTIFICACIONES

El estudio que se propone tiene dos tipos de justificaciones; las de naturaleza científica y tecnológica y las netamente económicas.

Con respecto al desarrollo económico e industrial, las actividades propuestas tienen amplia justificación. De todos es conocida la importancia cañera/azucarera para el país. También son conocidas las variaciones tan grandes del precio del azúcar en el mercado mundial. Otro hecho menos conocido por todos es el impacto que han tenido los edulcorantes derivados del almidón de maíz en el patrón de consumo en los Estados Unidos de Norteamérica. En el Cuadro 3 se nota claramente que el nivel de sacarosa refinada consumida en los EEUU en los años 1971-1985 bajó considerablemente. Esta baja se tradujo en un déficit en las importaciones de ésta en países como Guatemala. En este mismo período ese consumo fue capturado por mieles de maíz ricas en fructosa. La importancia industrial y las ventajas que estas mieles tienen sobre la sacarosa son varias, pudiéndose resaltar entre otras, su poder edulcorante y especialmente cuando se utilizan en la industria de la confitería al no dar lugar a la cristalización de los centros en dulces, chocolates, golosinas, etc. Si esto se mantiene, la tendencia que se puede esperar para los próximos años, es un decrecimiento en la exportación de la

Cuadro 3. Consumo per cápita de edulcorantes. -EEUU- Kg/año			
Año	Sacarosa refinada	Glucosa jarabes maíz	Mieles maíz ricas en fructosa
1971	46.4	9.5	0.0
1981	38.6	9.7	11.3
1985	30.4	9.8	19.4

sacarosa hacia países como los EEUU y el peligro de que la industria alimenticia y farmacéutica guatemalteca empiece a importar las mieles ricas en fructosa. Aunque pueden existir opiniones contrarias y sería necesario hacer un análisis macro-económico previo, en Guatemala parecería que no es factible ni conveniente producir mieles derivadas del maíz, pues ésta es la principal fuente en la alimentación de nuestra población. La tecnología en la cual se basa este proyecto presenta una alternativa para enfrentar tal situación y se refiere a la producción de dichas mieles (ricas en fructosa) directamente a base de jugos de caña de azúcar. Una tecnología diferente que puede tener una importancia no sólo económica sino que también estratégica en el desarrollo del país.

En relación a los aspectos puramente científicos y tecnológicos se pueden enumerar los siguientes:

- a) La mayoría de datos de la hidrólisis de la sacarosa empleando biomasa de levadura inmóvil se han reportado con cepas de *Saccharomyces cerevisiae* a las que no se les ha practicado ningún pretratamiento para evitar que se reproduzcan dentro del soporte sólido. De acuerdo

con nuestro conocimiento, no se han ensayado cepas de levadura que hayan sido pretratadas con etanol o con calor o ambas en combinación.

- b) La mayoría de datos cinéticos de hidrólisis de sacarosa empleando biomasa de levadura inmóvil se han efectuado en la región de concentración de sustrato inicial en donde no hay inhibición de sustrato o producto.
- c) La necesidad de estimar cuál es el valor de la concentración de sacarosa por encima de la cual empieza a existir una inhibición en la reacción para el biorreactor heterogéneo utilizando una preparación de levaduras inmóviles dada.
- d) La ausencia de datos cinéticos que cuantifiquen la hidrólisis de la sacarosa en reactores heterogéneos y que tomen en cuenta tanto problemas de transferencia de masa como de concentraciones de sustrato inicial.

4. OBJETIVOS

- a) Diseñar y construir a nivel de laboratorio un sistema para manufacturar perlititas de alginato.
- b) Ensayar dicho sistema para inmovilizar cepas de levadura tratadas previamente para minimizar su crecimiento.
- c) Diseñar y construir a nivel de laboratorio un biorreactor de mezcla perfecta en el que se incorporen las perlititas de gel con levadura.
- d) Obtener datos de la hidrólisis de sacarosa a diferentes concentraciones iniciales en el biorreactor anterior y empleando el catalizador mencionado.
- e) Postular modelos cinéticos y obtener los valores de los parámetros de los mismos por la manipulación matemática de los datos experimentales. Escoger el (o los) modelo(s) que se ajuste(n) mejor al comportamiento experimental.
- f) Sintetizar un posible proceso industrial para la conversión de la sacarosa del guarapo de caña a mieles invertidas analizando varias alternativas de diseño.
- g) Evaluar los costos de producción para las alternativas escogidas de acuerdo a una capacidad productiva equivalente a una proporción del posible mercado de dicho producto en Guatemala.

5. HIPOTESIS EXPERIMENTAL

- a) La velocidad de la inversión de la sacarosa, catalizada por biomasa de levadura pretratada y atrapada en perlitas de alginato, disminuye a altas concentraciones.
- b) El modelo cinético de Michaelis-Menten representa adecuadamente dicha reacción a concentraciones bajas de substrato.
- c) El modelo cinético de Michaelis-Menten debe modificarse a altas concentraciones de substrato.
- d) Es técnicamente factible diseñar un proceso para producir mieles invertidas de guarapo de caña a un precio competitivo, a un nivel internacional.

6. ASPECTOS METODOLOGICOS

Materiales y Métodos

-Levadura: .17 g de levadura encapsulada, cepa L-170 (según identificación cepario ICAITI) fueron utilizadas para cada corrida. La levadura fue tratada previamente con una solución al 95% de etanol por 5 min para inhibir su crecimiento.

-Alginato: Cada vez que se procedía a hacer perlititas se utilizaba una solución de alginato de sodio al 3-4% w/w (Sigma, High Viscosity). Se verificaba utilizando un viscosímetro Brookfield que la viscosidad del alginato anduviera alrededor de los 500-700 c.p.

-Substrato: Soluciones de sacarosa pura (Allied Chemical Corp.) se utilizaron en todas las corridas.

-Azúcares reductores: Los azúcares reductores fueron determinados por el método analítico del ácido dinitrosalicílico (DNS). Este método colorimétrico se basa en el poder reductor del DNS sobre el azúcar.

-Aparato y Condiciones de Inmovilización: El aparato consistía de dos tapaderas de plástico donde se acopló un 'manifold' de mangueras de hule donde fluía la solución

alginato-levadura. Se hacía pasar esta solución a través de una boquilla (agujas de jeringa) y el tamaño de perlita se controlaba con el flujo de aire que entraba en contacto con la solución al principio de la boquilla. Se utilizó aire comprimido y filtrado.

-Aparato y Condiciones de Reacción para los Estudios Cinéticos: Todas las reacciones de hidrólisis enzimática se llevaron a cabo en un reactor de mezcla perfecta de volumen de 500 ml. La unidad proveía tanto un control sobre la temperatura como la agitación. Las condiciones fueron pH 4.7, temperatura 50°C y un volumen total de reacción de 400 ml. Para evitar que en cada toma de muestra se perdiera catalítico y taponamientos en el sistema de agitación (bomba de recirculación), las perlitas se colocaron dentro de una jaula de tela metálica de hoyo fino (de un mesh aproximado de 100). La altura de las jaulas dentro del reactor era tal que permitía que las perlitas tuvieran buena agitación.

Procedimiento

Se obtienen muestras de 5 ml del reactor con intervalos de cada 20 min, por aproximadamente 4 horas. Las muestras se colocan en un baño hirviendo por aproximadamente 2 min. Esto procede a desnaturalizar por completo a la invertasa y detiene la reacción de hidrólisis. Las muestras se

refrigeran hasta ser analizadas para su contenido de azúcares reductores.

7. RESULTADOS

7.1 Descripción del método de inmovilización

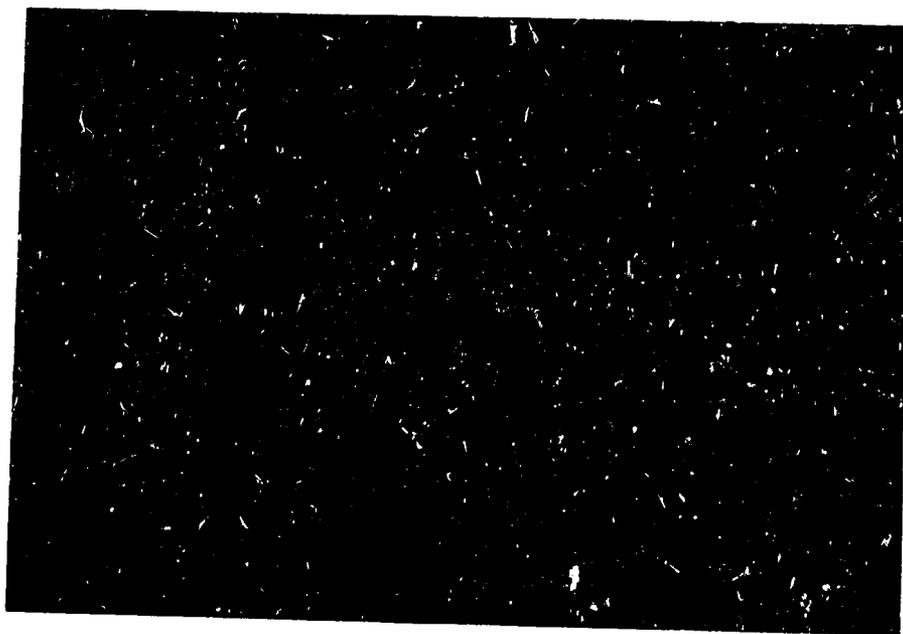
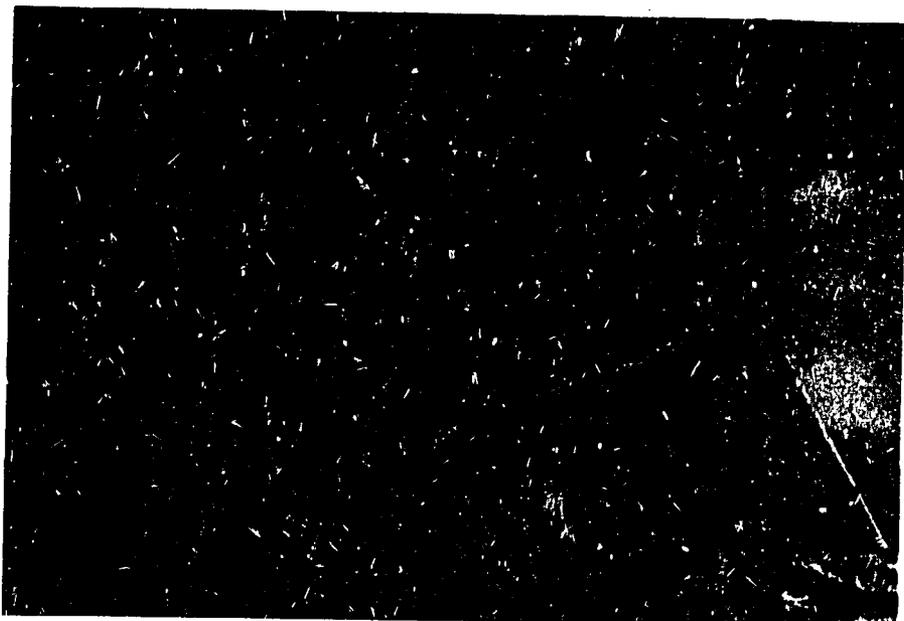
Se muestran en las fotografías adjuntas varios perfiles del aparato de inmovilización.

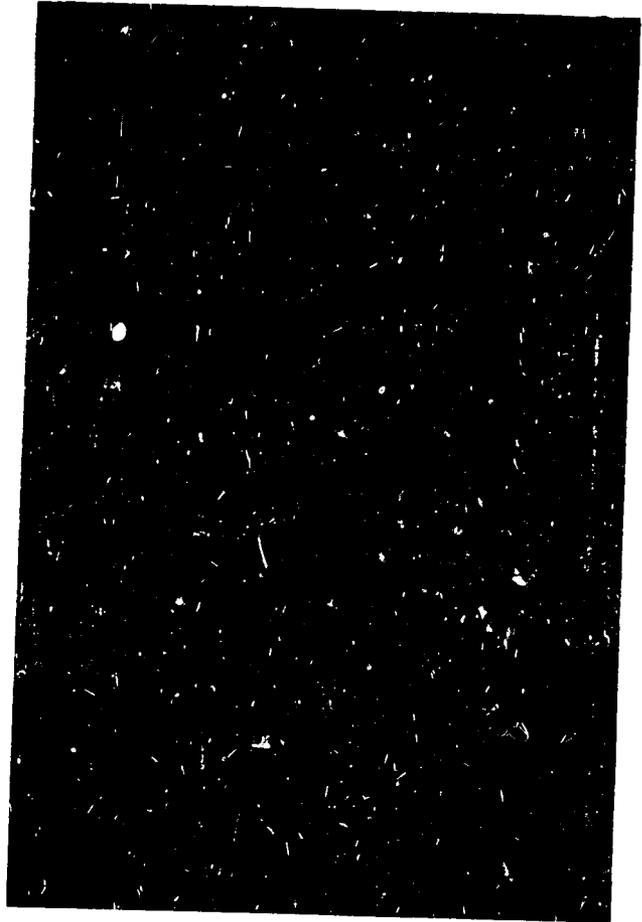
Sencillo en construcción, el aparato consiste de dos tapaderas plásticas en las cuales se encuentran varios juegos de boquillas (jeringas de inyección) interconectadas por un manifold de mangueras de hule por el cual fluye el aire. La suspensión de levadura-alginato, en relación uno a uno (volumen), se inyecta por medio de una bomba y mangueras de tygon al aparato de inmovilización. El tamaño de la perlita se controlaba por el flujo de aire que entraba al aparato y que previamente se filtraba en un tubo con fibra de vidrio.

Las perlas se recogen en un recipiente con una solución de Cloruro de Calcio al 0.1 Molar.

Se obtiene de la siguiente Sección de Resultados que, a medida que se incrementa el flujo de aire, se reduce el diámetro promedio de las perlas. Las condiciones de flujo de suspensión y flujo de aire que presentan una muestra con perlas más uniformes (menor desviación estándar), corresponden a 4.0 de marca en la bomba y 20 L/min respectivamente. Las perlas obtenidas, se consideran entonces como ideales.

Cuadro 4. Fotografía aparato de inmovilización y perlitas





El gel que se utilizó para atrapar las levaduras es un polímero obtenido de algas marinas, conocido como alginato de sodio. La viscosidad antes de diluirse con la solución de levadura se encuentra entre 600 y 700 cP.

Se hicieron ensayos cualitativos para comprobar la resistencia de las perlas a condiciones similares a las del reactor, en términos de esfuerzos y presiones.

Se determinó por experiencia que las condiciones óptimas de almacenaje correspondían a temperaturas de refrigeración y soluciones estériles de Cloruro de Calcio al 0.1 Molar.

7.2 Tamaño de perlas para diferentes niveles de flujo

El diámetro de las perlas de alginato empleadas fueron determinadas en función de los flujos de aire y de suspensión de levadura al aparato de inmovilización. Los datos experimentales obtenidos se presentan en el Cuadro 5.

El flujo de la suspensión de levadura (columna 1) corresponde al flujo volumétrico que da la bomba utilizada. En el Apéndice de este trabajo se muestra la tabla de calibración de la bomba y los distintos flujos para sus correspondientes marcas.

El flujo de aire (columna 2) fue medido con un rotámetro e indica la cantidad de aire que pasa por el aparato para inmovilizar.

Cuadro 5. Técnicas de inmovilización. Tamaño de perlitas seleccionadas aleatoriamente de muestras variando el flujo de aire y el flujo de la suspensión)

Flujo suspensión (marca)	Flujo aire (l/min)	Diámetro perlas (unidades)	Media	Desviación standard
4.0	10.0	6.25	6.345	.1117
		6.40		
		6.30		
		6.30		
		6.40		
		6.30		
		6.40		
		6.20		
		6.60		
		6.30		
7.0	15.0	5.60	5.710	.1370
		5.80		
		5.80		
		5.60		
		5.80		
		5.80		
		5.80		
		5.40		
		5.70		
		5.80		
4.0	20.0	3.90	3.840	.0541
		3.90		
		3.80		
		3.90		
		3.80		
		3.90		
		3.80		
		3.80		
		3.75		
		3.90		
		3.85		
		3.80		
		3.90		
		3.80		
3.80				

.../

4.0	25.0	2.70		
		2.80		
		2.70		
		2.90		
		2.90		
		2.80		
		2.90		
		2.80		
		2.90		
		2.90		
		2.80		
		2.90		
		2.90		
		2.80		
		2.80	2.833	.0724

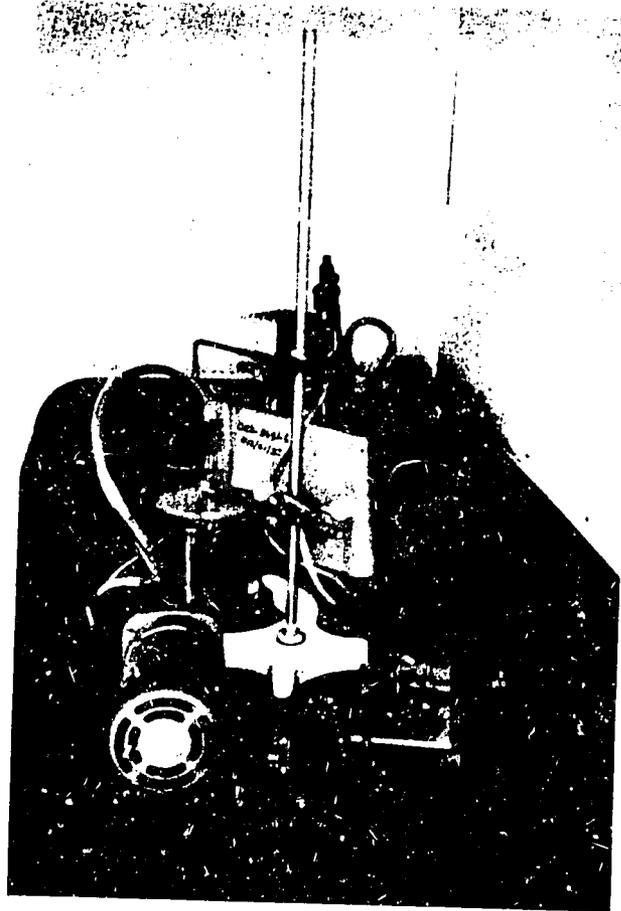
Se obtuvo el valor del diámetro para una muestra significativa de perlitas (columna 3). El valor corresponde a la medición microscópica hecha en una placa 'Vermieer'. Para el primer lote (10 L/min de flujo de aire), 8.6 unidades corresponden a 2 mm. En otras palabras, si la media de la muestra fue de 6.345 unidades, el diámetro promedio fue de 1.46 mm. Así, para el segundo lote (15 L/min), 8.8 unidades corresponden a 2 mm, entonces el diámetro promedio fue de 1.3 mm. Para el tercer lote (20 L/min), 8.7 unidades corresponden a 2 mm y el diámetro promedio a .88 mm. Y, para el cuarto lote (25 L/min), 8.9 unidades corresponden a 2 mm, y su diámetro promedio a .64 mm. Se presenta además la desviación estándar para el diámetro del lote de perlitas seleccionado aleatoriamente. Estas cifras expresadas en mm para los cuatro lotes son: .03, .03, 0.1 y 0.2 respectivamente.

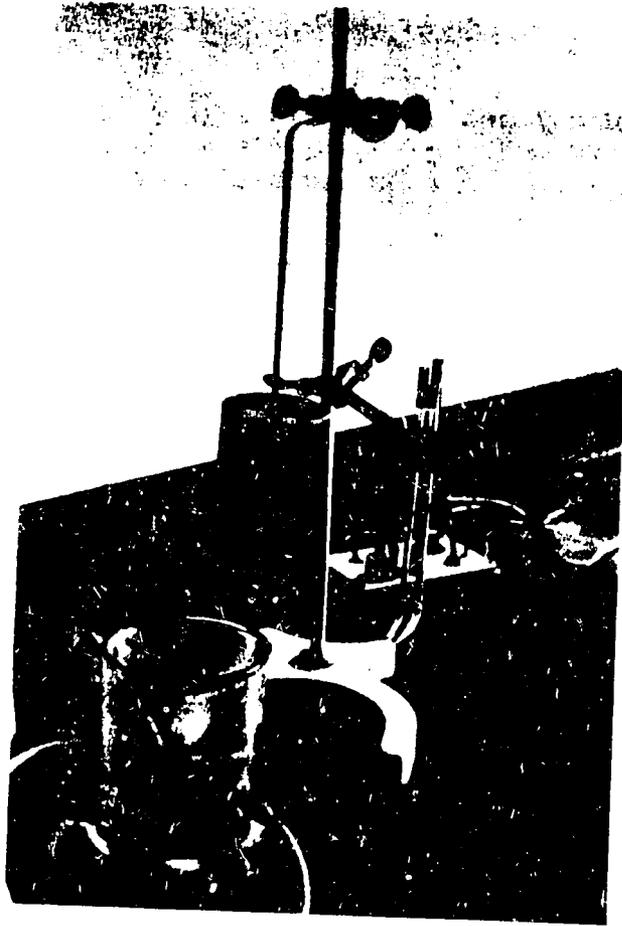
7.3 Construcción del reactor

Con fines experimentales se decide utilizar un proceso por tandas o 'batch'. Para este caso el tipo de reactor más adecuado es el reactor agitado de mezcla perfecta porque se dispone de un mejor control del avance de la reacción..

El reactor (fotografías adjuntas) consiste de un tanque enchaquetado, que por medio de un baño con temperatura regulable mantiene la temperatura de reacción (más o menos cincuenta grados centígrados). Al tanque se le introduce

Cuadro 6. Fotografía del reactor de mezcla perfecta operado por bandas





una jaula hecha de malla metálica y que evita que las perlas que están siendo agitadas se muevan libremente por todo el reactor.

Esto se hace por dos razones:

- 1) Mantener la matriz de perlitas confinadas en un espacio para mejorar así el intercambio másico.
- 2) Evitar taponamientos en la succión y descarga de las boquillas del sistema de agitación.

El sistema de agitación consiste en una bomba de recirculación con flujo variable y dos boquillas; una de succión y una de descarga. Estas son elaboradas a partir de vidriería de laboratorio y a la descarga se le diseña de tal forma que se desarrolle una corriente tipo 'jet stream' en la salida.

Al reactor se le acopla una tapadera de 'plexiglass' con dos agujeros. El primero, para introducir los tubos de succión y descarga, y al segundo, para poder introducir allí una jeringa y obtener los 5 ml de muestra con mayor facilidad.

La alícuota se introduce inmediatamente a un tubo de ensayo para su análisis de azúcares reductores.

Se verifica con la primera prueba piloto las condiciones de reacción. La agitación fue aceptable pudiéndose pensar en buena transferencia de masa, además las perlitas presentan una buena resistencia a los esfuerzos físicos creados durante la agitación.

7.4 Conversiones a diferentes niveles de sacarosa inicial

En los cuadros 7 al 9 se presentan los datos de conversión para 10% (cuadro 7), 15% (cuadro 8), y 20% (cuadro 9).

Se obtuvieron muestras del reactor de mezcla perfecta cada 5 min para los primeros 20 min, después se aumentó el tiempo de muestreo a intervalos de 20 min entre muestra y muestra. En los tres experimentos, se concluyó la prueba al llegar a la muestra No. 15 correspondiente a 240 min transcurridos (ver columnas 1 y 2).

A cada alícuota de 5 ml se le hicieron las diluciones convenientes (columna 3). Se prepararon triplicados para poder leer las absorbancias a 575 nm; se presenta únicamente el promedio de las tres lecturas (columna 4). La desviación estándar de la primera muestra del cuadro 7 fue de .001528, con este valor se calcula el intervalo de confianza a 95% en la forma tradicional que da un valor de .0005. Como se puede apreciar, el intervalo por el cual andan las lecturas con respecto al promedio es muy pequeño, lo cual es indicio que el promedio que se toma es representativo. Las demás muestras presentan un comportamiento similar.

Para poder encontrar la concentración (columna 6) de azúcares reductores en cada muestra se hizo uso de las gráficas de calibración de DNS que aparecen en el Apéndice de este trabajo. Se ilustrará el procedimiento para la muestra No. 1. Del cuadro 7 se obtiene que la lectura

Cuadro 7. Conversión de sacarosa en una solución al 10% (40 g) utilizando .17 g de levadura encapsulada L-170

Muestra #	Tiempo min	Dilución	Absorbancia	Corrección volumen mL	Concentración mg/mL	Azúcares reductores g	% Conversión	Substrato residual mg/mL
1	5	1:100,1:3	.083	400	29.61	11.84	28.12	71.88
2	10	1:100;1:3	.159	395	46.11	18.21	43.25	56.20
3	15	1:100;1:3	.208	390	56.61	22.08	52.44	46.22
4	20	1:100,1:3	.248	385	65.19	25.10	59.61	38.06
5	40	1:100,1:10	.054	380	78.71	29.91	71.04	25.23
6	60	1:100;1:10	.098	375	110.86	41.57	98.73	-
7	80	1:100,1:10	.040	370	68.00	25.16	59.76	-
8	100	1:100,1:10	.060	365	83.00	30.3	71.96	21.14
9	120	1:100,1:10	.066	360	87.29	31.42	74.62	17.09
10	140	1:100,1:10	-	355	-	-	-	-
11	160	1:100,1:10	-	350	-	-	-	-
12	180	1:100,1:10	.090	345	104.43	36.03	85.57	0.79
13	200	1:100,1:10	.090	340	104.43	35.51	84.34	0.78
14	220	1:100,1:10	.091	335	105.15	35.23	83.67	0.90
15	240	1:100,1:10	.090	330	104.43	34.46	81.84	0.80

Cuadro 8. Conversión de sacarosa en una solución al 15% (60 g) utilizando .17 g de levadura encapsulada L-170

Muestra #	Tiempo min	Dilución	Absorbancia	Corrección volumen mL	Concentración mg/mL	Azúcares reductores g	% Conversión	Substrato residual mg/mL
1	5	1:100,1:3	.002	400	13.29	5.32	8.42	137.37
2	10	1:100;1:3	.004	395	13.71	5.42	8.58	136.98
3	15	1:100;1:3	.072	390	23.29	9.08	14.38	127.87
4	20	1:100,1:3	.097	385	26.86	10.34	16.37	124.48
5	40	1:100,1:10	.006	380	46.19	17.55	27.79	106.12
6	60	1:100;1:10	.072	375	77.38	29.02	45.95	76.49
7	80	1:100,1:10	.106	370	94.29	34.89	55.24	60.42
8	100	1:100,1:10	.112	365	96.67	35.28	55.86	58.16
9	120	1:100,1:10	.125	360	102.38	36.86	58.36	52.74
10	140	1:100,1:10	.134	355	107.14	38.03	60.21	48.22
11	160	1:100,1:10	.143	350	111.43	39.00	61.75	44.14
12	180	1:100,1:10	.167	345	122.86	42.39	67.12	33.28
13	200	1:100,1:10	.198	340	137.14	46.63	73.83	19.72
14	220	1:100,1:10	.225	335	150.00	50.25	79.56	7.50
15	240	1:100,1:10	.180	330	128.81	42.51	67.31	27.63

Cuadro 9. Conversión de sacarosa en una solución al 20% (80 g) utilizando .17 g de levadura encapsulada L-170

Muestra #	Tiempo min	Dilución	Absorbancia	Corrección volumen mL	Concentración mg/mL	Azúcares reductores g	% Conversión	Substrato residual mg/mL
1	5	1:100,1:3	.005	400	16.29	6.52	7.74	184.52
2	10	1:100;1:3	.006	395	16.43	6.49	7.71	184.39
3	15	1:100;1:3	.010	390	16.96	6.61	7.85	183.89
4	20	1:100,1:3	.017	385	17.75	6.83	8.11	183.14
5	40	1:100,1:10	.034	380	66.67	25.33	-	-
6	60	1:100;1:10	.011	375	56.97	21.36	25.37	145.88
7	80	1:100,1:10	.094	370	93.59	34.63	41.12	111.09
8	100	1:100,1:10	.245	365	160.20	58.47	-	-
9	120	1:100,1:10	.135	360	111.67	40.20	47.74	93.91
10	140	1:100,1:10	.194	355	137.71	48.89	58.06	69.18
11	160	1:100,1:10	.425	350	239.63	83.87	-	-
12	180	1:100,1:10	.167	345	122.86	42.39	67.12	33.28
13	200	1:100,1:10	.198	340	137.14	46.63	73.83	19.72
14	220	1:100,1:10	.225	335	150.00	50.25	79.56	7.50
15	240	1:100,1:10	.180	330	128.81	42.51	67.31	27.63

promedio es .083, esto corresponden a una concentración de 99 Ug/mL.

De acuerdo con el cálculo siguiente:

concentración de azúcares reductores = $a \cdot (\text{absorbancia}) + b$

$$Y = 707.221 \cdot (.083) + 40.706$$

$$Y = 99$$

Ahora bien, tomando en cuenta el factor de dilución, la concentración real de la muestra será de $99 \text{ Ug/mL} \times 3 \times 100 = 29\,700 \text{ Ug/mL}$, que equivale a 29.7 mg/mL (las diferencias en las cifras decimales corresponden a aproximaciones en la ecuación de regresión). El análisis anterior es válido para poder encontrar los restantes valores de la columna 6.

Para poder hallar el valor en gramos totales de azúcares reductores presentes en cada muestra (columna 7), es indispensable corregir el volumen para cada muestra. Recordemos que se están extrayendo 5 mL del reactor cada vez que se hace un muestreo. De aquí pues, siempre para la muestra No. 1, $29.61 \text{ mg/mL} \times 400 \text{ mL}$ (de la columna 5) = $11\,844 \text{ mg}$ que equivale a 11.84 g . El mismo procedimiento es válido para encontrar los demás valores de esta columna.

El porcentaje de conversión (columna 8) se encontró dividiendo la cantidad de azúcares reductores a un tiempo determinado entre el valor inicial. Como el valor inicial está en términos de sacarosa, es necesario expresar éste en valores de azúcares reductores. Siempre para la muestra No. 1: $\text{g azúcares reductores} / \text{g sacarosa iniciales} \times 1.0526$; esto en números equivale a: $11.84 \text{ g} / 42.104 \text{ g} \times 100$

= 28.12. Los demás valores de conversión se obtienen de una forma similar.

La concentración en mg/mL de substrato residual (columna 9) no es más que el valor de sacarosa que no ha sido hidrolizada. Sabemos que la concentración inicial para el cuadro 7 es de 100 mg/mL, si restamos de este valor la cantidad que ha sido hidrolizada; expresada en términos de sacarosa obtenemos los valores para esta columna. Siempre para la muestra No. 1, tenemos entonces que: $100 \text{ mg/mL} - ((29.61 \text{ mg/mL}) \times (.95)) = 71.88 \text{ mg/mL}$. Los demás valores se obtienen de igual forma.

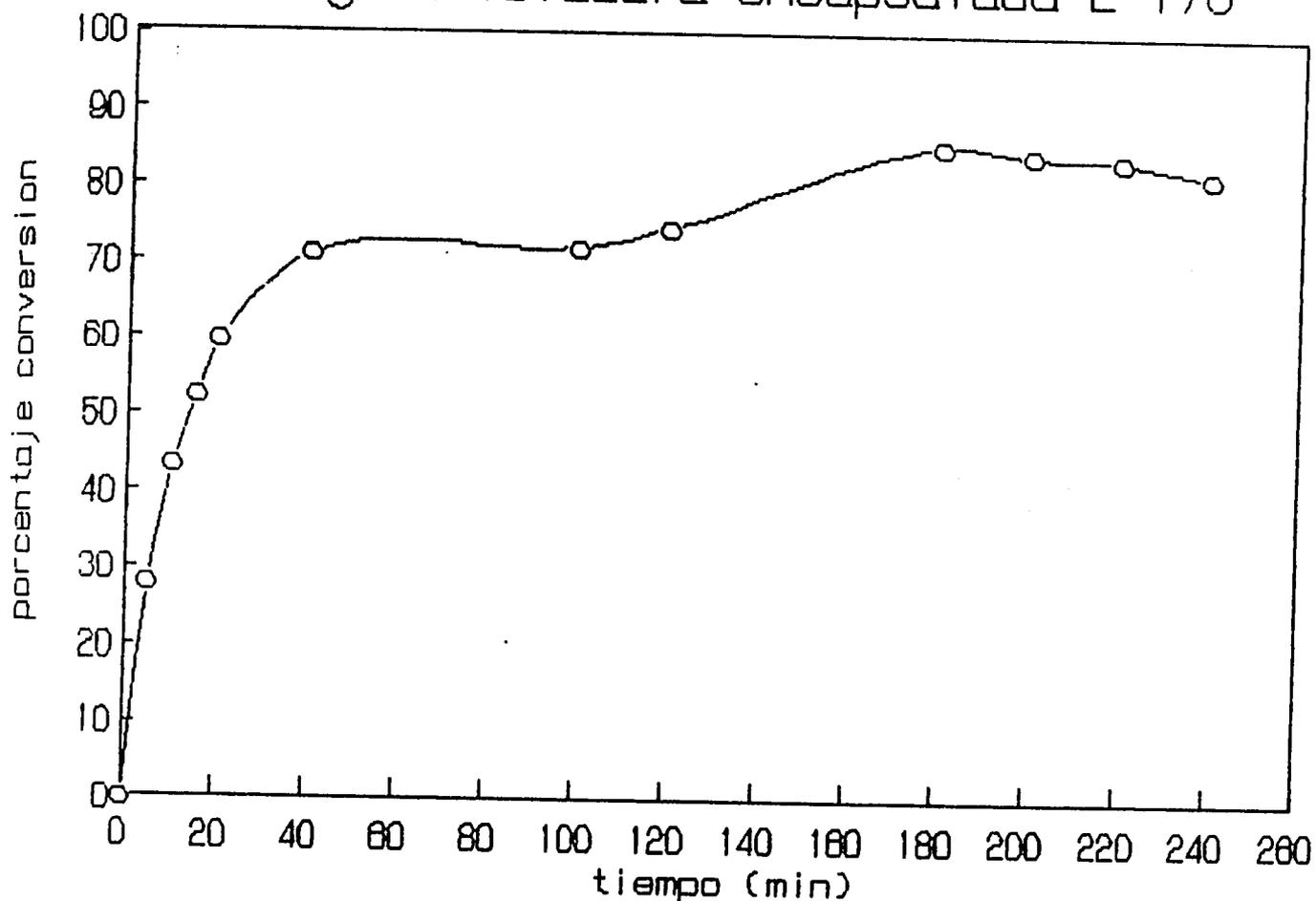
El procedimiento para obtener los valores de los restantes cuadros (8 y 9) es el mismo, lo único que varía es el uso de la apropiada curva de calibración de DNS y la concentración inicial de sacarosa.

Gráfica 1. Conversión de una solución de sacarosa al 10% con respecto al tiempo

CONVERSION DE SACAROSA

CONC. INICIAL AL 10% (40 g.)

.17 g de levadura encapsulada L-170

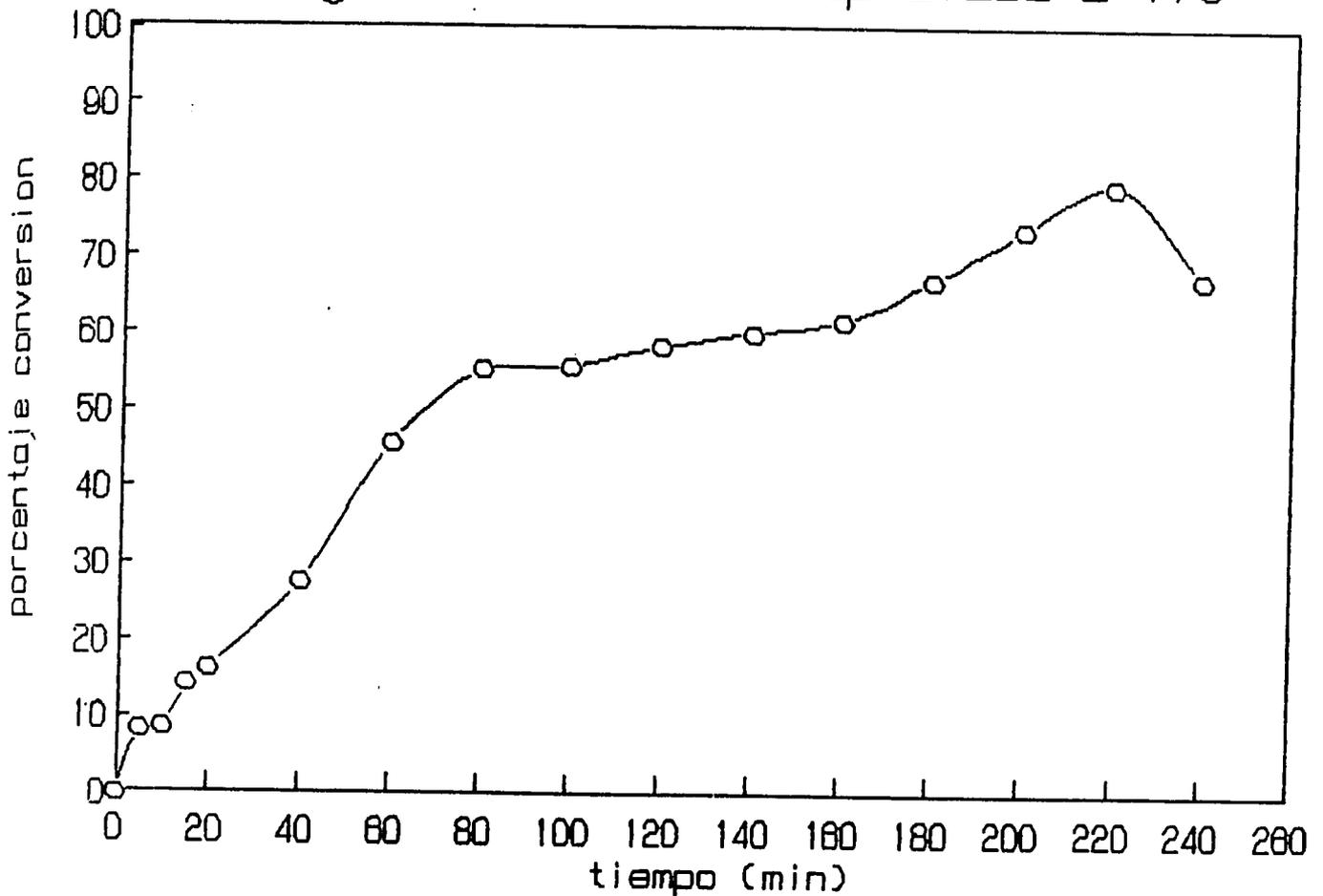


Gráfica 2. Conversión de una solución de sacarosa al 15%
con respecto al tiempo

CONVERSION DE SACAROSA

CONC. INICIAL AL 15% (60 g.)

.17 g de levadura encapsulada L-170

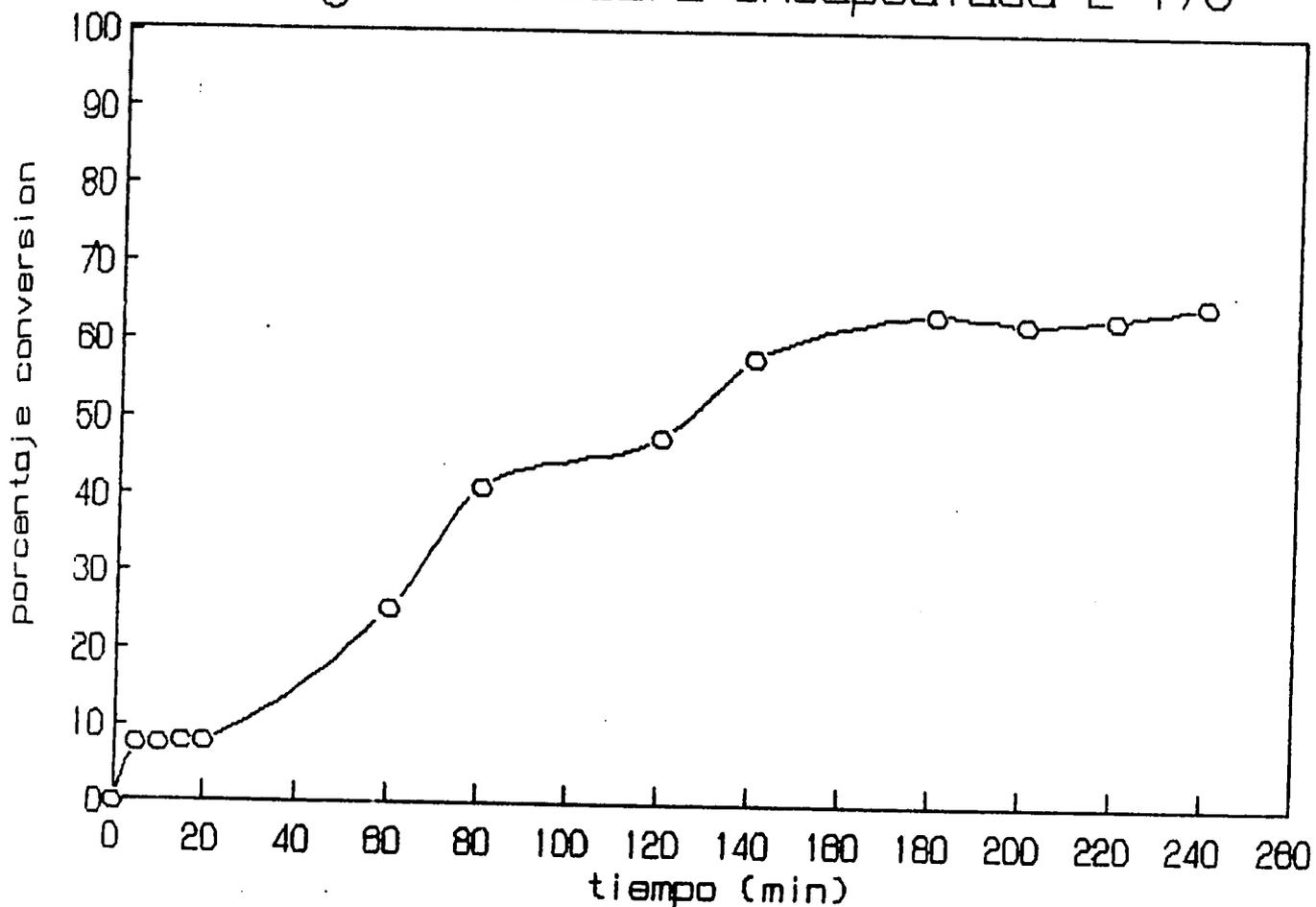


Gráfica 3. Conversión de una solución de sacarosa al 20% con respecto al tiempo

CONVERSION DE SACAROSA

CONC. INICIAL AL 20% (80 g.)

.17 g de levadura encapsulada L-170



8. DISCUSION DE RESULTADOS

8.1 Introducción

Es fácil de observar en las tres gráficas (gráficas 1, 2 y 3) que se presentan en la sección de resultados, que definitivamente existe una inhibición en la reacción a medida que se aumenta la concentración inicial de sustrato. Para tomarse de una idea de la medida de la inhibición, el hecho de que se alcanza un 70% de conversión en 40 min para 10% de sustrato inicial, comparado con 180 min para 15% y 240 min para 20% de sustrato inicial. Se verifica, que existe la misma región de inhibición por sustrato para cepas de levadura pretratadas con etanol, con aquéllas que no han tenido ningún tratamiento previo.

Uno de los objetivos de este trabajo era el de obtener de los datos experimentales, un modelo cinético que representara adecuadamente la inhibición de la invertasa. Esto se hará seguidamente, ya que el autor pensó que el efecto de dicha inhibición se mostraría mejor al considerar el proceso industrial en su totalidad.

8.2 Bases para el proceso

El proceso consiste de la hidrólisis de la sacarosa presente en el jugo de caña. La materia prima siendo jugo de caña (guarapo) a una concentración de aproximadamente 10 g/L. Como biocatalizador se empleará biomasa de levadura pretratada inmóvil y el producto de la reacción se

denominará, mieles invertidas (fructosa + glucosa + sacarosa residual).

La posible demanda del producto en Guatemala se puede establecer en base a su principal competidor que sería la glucosa líquida también conocida como jarabes de maíz.

De acuerdo a datos para 1984 (34) se importaron 2300 toneladas como solución al 70% de sólidos a un precio de Q.1.06/Kg. Tomando como base este dato y 300 días de operación al año, la producción diaria en una planta necesaria para cubrir el 100% del mercado sería entonces:

$$(2300 * .7 * 1000) / 300 = 5367 \text{ Kg de sólidos}$$

Ahora bien, un producto nuevo en un mercado que desconoce los posibles usos de éste, es conveniente reducir la producción diaria, a decir un 40% del mercado cubierto (2147 Kg de sólidos), siempre teniendo en cuenta que la demanda es dinámica y cambiante y, cuando ya el mercado esté educado y conozca del producto, se podrá pensar en cubrir progresivamente en un 60, 80 y 100% al mercado, así:

Cuadro 10. Producción diaria necesaria para cubrir en diferentes porcentajes al mercado nacional	
Mercado cubierto (%)	Producción diaria (Kg)
100	5 367
80	4 294
60	3 220
40	2 147

Con base a estas cifras preliminares se ha decidido fijar entonces la capacidad diaria de producción de la

planta a diseñar en 2147 Kg de sólidos. Podrá argumentarse que el procedimiento para llegar a este dato no tiene una base sólida de estudio del mercado. Pero debe de comprenderse que dicho estudio está fuera de los alcances del presente trabajo, ya que el mismo como antes se dijo, está dirigido al estudio de la cinética de la enzima que cataliza la reacción de inversión de sacarosa y su proyección hacia la posible síntesis de un proceso industrial. El autor cree que dicha aproximación de la capacidad de producción estaría acorde y en la misma magnitud que una cifra más refinada.

8.3 Alternativas para un proceso

Se establecen dos opciones para poder operar el biorreactor: a) bajas concentraciones de substrato inicial (10%) y, b) concentraciones altas de substrato inicial (40%). Se seleccionó 10% para concentraciones bajas pues esta concentración es un aproximado del porcentaje de sacarosa en el guarapo de caña, y 40% para concentraciones altas pues a este valor definitivamente ya existe inhibición y además la viscosidad de este sirope no es lo excesivamente alta para pensar en posibles problemas de manejo. La primera consistiría en procesar el jugo de la caña tal cual, es decir con un 10% de sólidos; la reacción a estas condiciones no se encontrará inhibida. Sin embargo, se pensaría que para aumentar la capacidad volumétrica del reactor, o en otras palabras, disminuir el volumen de biorreactor requerido para

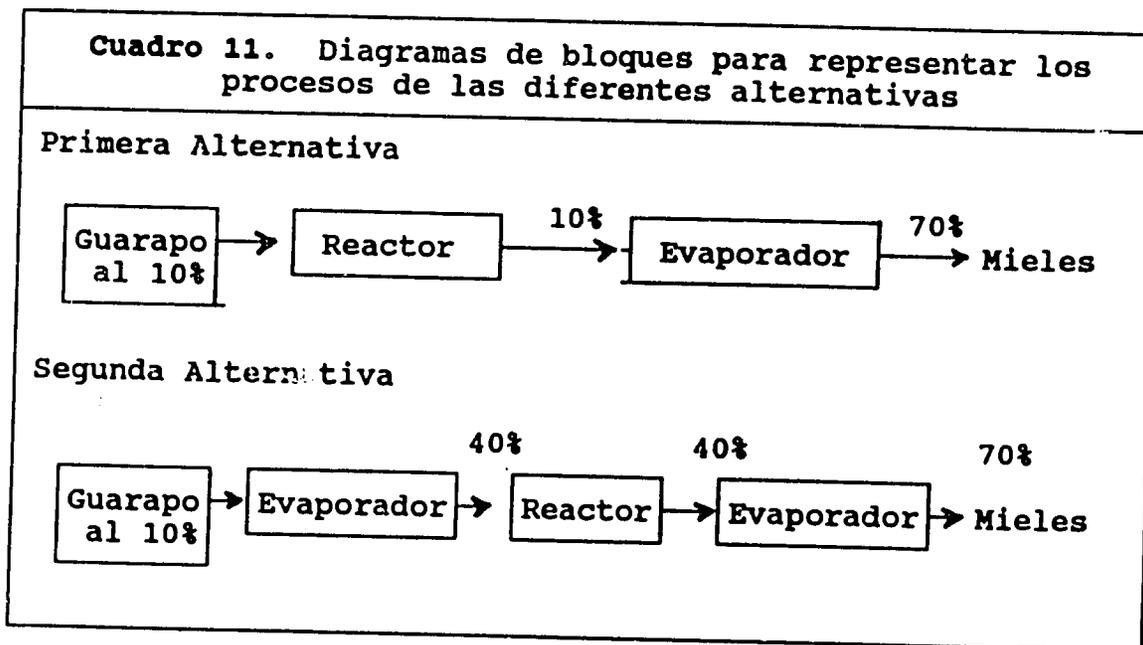
lograr una conversión dada, convendría incrementar la concentración de sólidos en la entrada al biorreactor. La inhibición de la velocidad de reacción aumentaría conforme dicha concentración de sólidos aumentase, de manera que aunque subiera la carga volumétrica al reactor, el volumen requerido del mismo podría también aumentar. El análisis consistiría en fijar la concentración de la solución alimentada al biorreactor de tal forma que optimizará el sistema de acuerdo a un criterio establecido y que sería aquél que minimizase el costo total de operación. Con esta base y fijando la topografía del proceso es posible definir las capacidades de las diferentes unidades para las dos alternativas. Es importante señalar que aunque en el análisis subsiguiente se describirá el proceso a nivel industrial, éste no debe tomarse como un diseño final, ya que hay muchos parámetros que pudieran hacer que el diseño como tal resulte impráctico y que por razones de tiempo no se definieron en este trabajo. Entre otros podemos mencionar el hecho de establecer claramente el tiempo de reemplazo del catalítico de los biorreactores. Obviamente este hecho conlleva a alguna estrategia en donde se optimice; por un lado, mientras más largo sea el período de reemplazo, la actividad del catalítico disminuirá y será necesario por consiguiente, disminuir el flujo de solución al reactor para mantener la misma conversión. Esto resultará en una disminución de la productividad en la planta. Por el otro lado, mientras más corto sea el período

de reemplazo, será necesario producir más catalítico y consecuentemente los costos de inmovilización serán mayores. Entonces el lector podrá comprobar que la decisión final resulta de sacrificar un poco la productividad por reducir costos, o aumentar los costos de inmovilización para mantener una productividad fija.

El otro parámetro que habrá que identificar antes de proseguir con cualquier estudio de diseño final de una planta, es el hecho de que por ser un proceso que utiliza levaduras inmóviles, es de extrema importancia el cuidado de evitar focos de contaminación de otros microorganismos competidores tanto en los biorreactores como en el flujo de mieles de caña. Como resulta muy difícil esterilizar en sí el área en donde se coloquen los biorreactores, se podrá pensar en pasteurizar el jugo antes de la entrada a éstos y mantener el área de inmovilización bajo un ambiente controlado. Además de la necesidad de esterilizar ciertas soluciones durante los pasos del proceso de inmovilización, entre otras, el medio en donde se crecerá la levadura, el gel y la solución de biomasa pretratada que se introduzca al aparato de inmovilización, la solución de cloruro de calcio que se utilice para el almacenamiento de las perlas, etc.

Teniendo entonces en mente estos parámetros que pudieran llegar a limitar el buen funcionamiento de la planta industrial, se describirá a continuación el diseño para las dos alternativas anteriormente mencionadas.

Para facilitar al lector las diferencias en el proceso de las dos alternativas, se presentan a continuación los diagramas de bloques de los dos procesos.



8.4 Diseño a bajas concentraciones (10%)

El diseño se limitará a las principales piezas de equipo siendo éstas los biorreactores, el sistema de evaporación y la red de intercambiadores de calor.

8.4.1 Reactores

Se dan dos alternativas de biorreactores:

- 1) Columnas empacadas de lecho fijo en paralelo operando continuamente con flujo descendente.
- 2) Tanques operados por lotes con recirculación externa.

Al dimensionar los primeros, puede hacerse referencia al proceso industrial de isomerización de la glucosa en donde se emplean columnas de hasta 2 m de diámetro por 6 m

de alto, con volumen de 18.84 m^3 (4, 6, 29). Si se disminuye la escala manteniendo la misma relación geométrica de diámetro a longitud, se puede escoger como tamaño adecuado una columna de 0.5 m de diámetro x 1.5 m de alto, con un volumen equivalente a 294 L. Para asumir un tamaño adecuado a las necesidades del mercado guatemalteco, se pueden seleccionar tanques de 10 000 L para el proceso 'batch'. Estas suposiciones pueden ser criticadas, sin embargo se cree que las dimensiones escogidas se adecuan a la disponibilidad de materiales y a la experiencia de los talleres mecánicos en el país. De todas maneras las compañías de diseño escogen éstas basadas en su experiencia.

Para poder llegar a la ecuación cinética que nos de el tiempo necesario para que una cierta concentración de componente A alcance una conversión X en un reactor operado en forma 'batch' se sigue el análisis siguiente:

De un balance molar para el componente A (en este caso especial siendo sacarosa) tenemos que para un sistema 'batch':

$$-dN_A/dt = (-r_A) V \quad (1)$$

donde: N_A = concentración de componente A en moles a un tiempo determinado
 r_A = tasa de velocidad
 V = volumen

Para reacciones en fase líquida sabemos que:
 $N_A/V = C_A$, donde C_A es la concentración en moles por litro. Entonces la ecuación (1) se convierte en:

$$-dC_A/dt = r_A \quad (2)$$

Para aquellas reacciones que siguen la cinética de Michaelis-Menten, tal es el caso de la hidrólisis de sacarosa a concentraciones de substrato inicial bajas, tenemos que:

$$-r_A = V_{MAX} C_A / (K_M + C_A) \quad (3)$$

Substituyendo (3) en (2) llegamos a:

$$-dC_A/dt = V_{MAX} C_A / (K_M + C_A)$$

que es igual a:

$$dt = -(K_M + C_A / V_{MAX} C_A) dC_A \quad (4)$$

Integrando la ecuación (4) de $t=0$ a t y $C_A = C_{A0}$ a C_A tenemos que:

$$t = \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{-K_M + C_A}{V_{MAX} C_A} dC_A = \int_{C_A}^{C_{A0}} \frac{K_M + C_A}{V_{MAX} C_A} dC_A$$

La solución de esta integral corresponde a una integral definida; después de un rearrreglo se llega a:

$$t = K_M/V_{MAX} \ln C_{A0}/C_A + C_{A0} - C_A /V_{MAX} \quad (5)$$

Pero sabemos que:

$$C_A = C_{A0} - C_{A0}X$$

$$= C_{A0} (1-X)$$

La ecuación (5) en términos del grado de conversión será:

$$t = K_M/V_{MAX} \ln 1/1-X + C_{A0}X/V_{MAX}$$

Esta es, entonces, la ecuación de diseño para un sistema de reactores operado por tandas que relaciona el tiempo que se necesita para lograr una conversión dada. Nótese que es indispensable conocer el valor numérico de los parámetros cinéticos. Por otro lado, para un sistema continuo (reactores de columna empacada) nos interesa obtener el volumen de reactor necesario para que una cierta concentración de componente A alcance una conversión X.

Sabemos que para un sistema continuo:

$$-dF_A/dV = -r_A \quad (6)$$

donde: F_A = flujo molar del componente A en moles/min;
además se tiene que:

$$F_A = QC_A$$

Entonces la ecuación (6) se puede arreglar de la siguiente forma:

$$-QdC_A/dV = -r_A \quad (7)$$

Al substituir en la ecuación (7) la ecuación (3) para reacciones que sigan el modelo de Michaelis-Menten:

$$-QdC_A/dV = V_{MAX} C_A/(K_M + C_A)$$

Una separación de variables nos da:

$$dV = -Q \times (K_M + C_A)/V_{MAX} C_A dC_A ;$$

Al integrar de $V=0$ a V y de C_{A0} a C_A :

$$V = \int_{C_{A0}}^{C_A} -Q \frac{K_M + C_A}{V_{MAX} C_A} dC_A = Q \int_{C_A}^{C_{A0}} \frac{K_M + C_A}{V_{MAX} C_A} dC_A$$

La integral corresponde a una integral definida. Después de un rearrreglo llegamos a:

$$V/Q = K_M/V_{MAX} \ln C_{A0}/C_A + C_{A0} - C_A/V_{MAX} \quad (8)$$

La ecuación (8) en términos del grado de conversión será:

$$\begin{aligned} V/Q &= K_M/V_{MAX} \times (\ln 1/1-X) + C_{A0}X/V_{MAX} \\ &= V/Q = K_M \times \ln(1/1-X)/V_{MAX} + C_{A0}X/V_{MAX} \\ &= V/Q \times V_{MAX} = K_MX - \ln(1-X) + C_{A0}X \\ &= V/Q \times V_{MAX} = C_{A0}X - K_M \ln(1-X) \end{aligned}$$

Ahora bien, se introduce el término epsilon que toma en cuenta la fracción de volumen de reactor no utilizable, en otras palabras, el volumen de reactor sin actividad catalítica.

La ecuación de diseño para un sistema de reactores operando continuamente es entonces:

$$(V/Q) \times \text{epsilon} \times V_{\text{MAX}} = C_{A0}X - K_m \ln (1-X)$$

la cual relaciona el volumen de reactor requerido para lograr una conversión dada.

Debe tenerse en mente que el diseño es para reactores ideales. Para aquéllos que trabajan por lotes (de recirculación externa) se entiende por ideal, omitir cualquier efecto de transferencia de masa tanto interna como externa. Para los reactores de columna empacada que se consideran ideales, además de lo anterior, se descarta cualquier efecto de dispersión axial y radial que pueda ocurrir dentro de la misma columna.

Se explicó cómo se llega a la ecuación de diseño para un sistema de reactores operando continuamente. Esta ecuación servirá para encontrar el número de reactores necesario para satisfacer la demanda que se pudiera llegar a tener y que cómo el lector recordará, equivale a 2 147 Kg de sólidos. Al darle valores a las variables de los parámetros

cinéticos K_M y V_{MAX} , a epsilon, y al grado de conversión deseado; al tener fijos los valores para el volumen de reactor (294 L) y la concentración de sustrato inicial (100 g/L), se obtiene de la ecuación de diseño el flujo volumétrico Q en la columna. La productividad diaria en el reactor en Kg se obtiene al multiplicar el flujo Q por la concentración de producto en la salida; de aquí:

$$\text{Productividad} = Q \times P \times 60 \times 24/1000$$

El lector fácilmente comprobará que el 60 y el 24 se introducen para tener una base diaria y el 1000 para expresarse en kilogramos. Recordemos que la cantidad de sustrato en la salida equivale a $C_A = C_{A0} - C_{AX}$. La cantidad de producto P en la salida será entonces:

$$P = (C_{A0} - C_A) \times 2 \times 180.16/342.3.$$

Los últimos términos se introducen para corregir a gramos de azúcares reductores por litro. De aquí una sencilla operación nos dará el número de biorreactores:

$$Nu = (1/\text{Productividad}) \times 2 \times 147.$$

Se introduce el tiempo de residencia, Tau en horas como:

$$\text{Tau} = V/Q \times 1/60.$$

y además se introduce el término velocidad espacial, VE, que corresponde a la cantidad de veces que podemos mover una cantidad de líquido equivalente al volumen del reactor. Se expresa en volúmenes alimentados/volumen reactor-hora:

$$VE = 1/\text{TAu}$$

El diseño del reactor se hizo resolviendo las ecuaciones anteriores empleando el logicial EUREKA para diferentes valores de algunas de las variables de diseño.

Primero se exploraron los efectos de los parámetros cinéticos sobre el número de biorreactores de columna. Toda y Shoda (49) ofrecen los siguientes valores: $V_{MAX} = 1$ g/L min, y $K_M = 20$ g/L para sistemas con levaduras inmóviles sin pretratamiento. Si se fijan $\epsilon = 0.6$, y $X = 0.95$, y se resuelven las ecuaciones anteriores, se obtiene un número necesario de reactores igual a 13.

¿Qué pasaría si V_{MAX} aumentase? Podría incrementarse a 2.8 g/L min, que es el valor que reporta Bowski (5) para sistemas en los cuales la reacción está catalizada por enzima en solución. Con todos los demás parámetros iguales, al repetir los cálculos se ve una disminución asombrosa en el número de biorreactores, ya que se necesitan de cinco unidades. Por lo tanto la velocidad máxima tiene una alta sensibilidad en la respuesta.

Por el contrario, ¿qué pasaría si aumentase el otro parámetro cinético que es K_M ? Fijándolo en 54.7 g/L que es el valor que reporta Bowski (5), regresando el valor de V_{MAX} a 1 g/L min y los demás parámetros iguales, el número de biorreactores aumenta a 22. Por lo tanto valores grandes de K_M tienen un efecto negativo al querer minimizar el número de reactores.

Ya que ambos parámetros cinéticos tienen un efecto apreciable sobre el número de biorreactores necesarios para

lograr la producción deseada, debería hacerse la pregunta de ¿cuáles son los valores numéricos de los parámetros que pueden obtenerse de los datos experimentales obtenidos del reactor operado al 10% de sacarosa inicial?

Para procesar los datos se utilizaron tres técnicas:

- 1) Método integral de análisis
- 2) Método diferencial de análisis con regresión linear, y
- 3) Método diferencial de análisis con regresión no linear.

8.4.1.1 Método integral de análisis

La ecuación de Michaelis-Menten en su forma más general puede escribirse como:

$$r = \frac{K_1 \times S}{1 + K_2 \times S}$$

Integrando esta ecuación da la relación linear siguiente:

$$\frac{\ln S_0/s}{S_0 - S} = -K_2 + \frac{K_1 \times t}{S_0 - S}$$

Los datos experimentales pueden substituirse directamente en la misma y, con la regresión linear, se obtienen los valores de los parámetros. El intercepto es igual a $-K_2$ y la pendiente igual a K_1 . Debe recordarse que $K_2 = 1/K_M$ y $K_1 = V_{MAX}/K_M$.

Se tomaron diez datos del cuadro 7 y se arreglaron de la manera siguiente:

Cuadro 12. Arreglo de datos para el análisis lineal del método integral			
$S_0 = 100$			
Tiempo	S	$\frac{\ln (S_0/s)}{S_0-s}$	$\frac{t}{S_0-s}$
0.05	71.88	0.0117	0.1778
10.00	56.20	0.0132	0.2283
15.00	46.22	0.0144	0.2789
20.00	38.06	0.0156	0.3229
40.00	25.23	0.0184	0.5350
100.00	21.14	0.0197	1.2681
120.00	17.09	0.0213	1.4474
180.00	0.79	0.0488	1.8143
200.00	0.78	0.0489	2.0157
240.00	0.80	0.0487	2.4194

Los valores obtenidos fueron:

$$-(1/K_M) = 0.0079 \text{ y } (V_{MAX} / K_M) = 0.0173$$

con un coeficiente de correlación lineal R cuadrado = 0.83.

Desafortunadamente el valor de K_M no puede ser negativo por lo que el método integral no nos ofrece ninguna solución.

8.4.1.2. Método diferencial con regresión lineal

Para poder emplear este método los datos experimentales de la concentración de la sacarosa con respecto al tiempo deben de diferenciarse, de manera que la diferencial pueda obtenerse para cada punto.

Para efectuar la diferenciación se empleó el método geométrico de LeDuy y Zajic (52). Los diferenciales obtenidos fueron:

Tiempo	-dS/dt
0	5.64
5	3.74
10	2.36
15	1.79
20	1.24
40	0.46
100	0.17
120	0.22
180	0.06
200	0.00
240	0.00

La ecuación de Michaelis-Menten en su forma diferencial:

$$-dS/dt = V_{MAX} S / (K_M + S)$$

puede rearrreglarse para dar la relación linear que se conoce como Lineweaver-Burk (2, 51):

$$-1/dS/dt = 1/V_{MAX} + K_M / V_{MAX} * 1/S$$

Se tomaron todos los datos anteriores con excepción de los tiempos iguales a 100, 200 y 240, para hacer mejor el ajuste y se ordenaron de la manera siguiente:

1/-dS/dt	1/S
.3185	.0139
.4237	.0178
.5587	.0216
.8065	.0263
2.1739	.0396
4.5435	.0585
16.6667	1.2658

La regresión dio los valores siguientes:

$$1/V_{\text{MAX}} = 1.0884 \quad \text{y} \quad K_M / V_{\text{MAX}} = 12.3828$$

de donde:

$$V_{\text{MAX}} = 0.92 \quad \text{y} \quad K_M = 11.38.$$

8.4.1.3. Método diferencial con regresión no lineal

La ecuación de Michaelis-Menten en su forma diferencial es una ecuación no-lineal. Puede emplearse un algoritmo de minimización para obtener directamente de esta ecuación los parámetros V_{MAX} y K_M . Para esto se toman los puntos escogidos en los valores de S y $-dS/dt$.

Se empleó el algoritmo de Marquardt de acuerdo con el programa dado por Nash y Walker-Smith (38). Los valores obtenidos para las constantes fueron:

$$V_{\text{MAX}} = 5.25 \quad K_M = 100$$

Con los diferentes pares de constantes obtenidas, se integró numéricamente la ecuación de Michaelis-Menten empleando un método de Runge-Kutta de acuerdo al logicial POLYMATH. Estos resultados dan la tendencia de cómo disminuía el substrato con respecto al tiempo.

Para comparar todas las curvas en los tiempos experimentales se resolvió la ecuación de Michaelis-Menten integrada para cada par de parámetros empleando el logicial EUREKA.

En la gráfica 4 se muestran los datos experimentales de la disminución del substrato con respecto al tiempo, los obtenidos a partir de las constantes de Toda y Shoda (49) (que son muy parecidas a las obtenidas por el método diferencial lineal), los obtenidos a partir de Bowski (5) y por último los que se obtuvieron a partir del método diferencial no lineal (que se identifican como SR y aparecen con un asterisco en dicha gráfica).

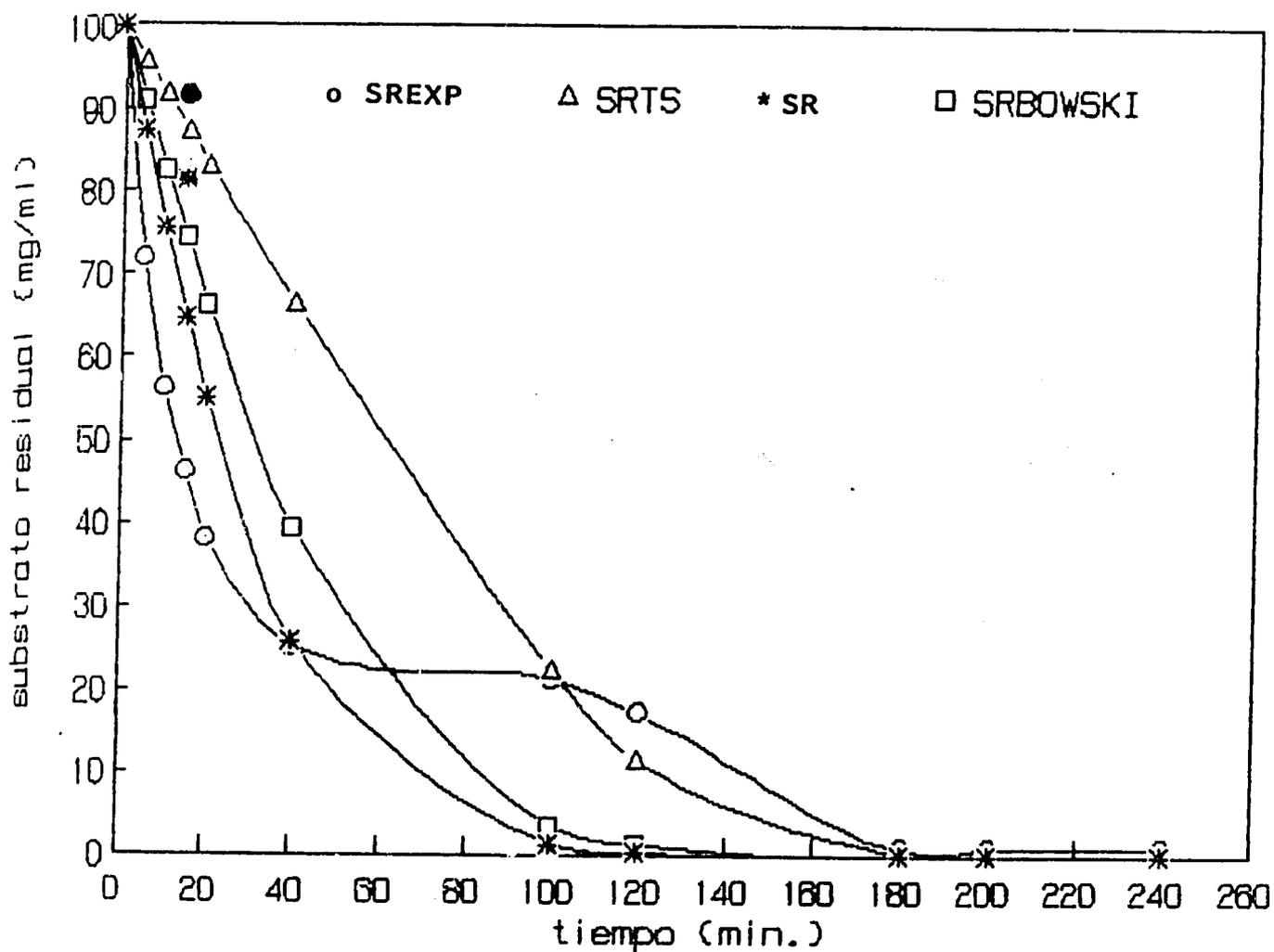
Pueden observarse los puntos siguientes:

- a) Toda y Shoda, que trabajaron con perlas de alginato con levadura intacta sin pretratamiento, muestran una aproximación con los datos experimentales únicamente en una región intermedia del tiempo (100 a 180 min).
- b) Bowski, que trabajó con enzima pura en solución muestra un acercamiento a los datos experimentales en la región inicial de reacción (de 0 a 90 min).
- c) Los parámetros obtenidos por el método diferencial no lineal con levadura inmovilizada y pretratada, muestra una mejor representación de los datos experimentales en la región inicial de reacción (de 0 a 80 min), que muestran una ligera desviación al comportamiento normal, puede decirse que la mejor representación de

Gráfica 4. Disminución del sustrato con respecto al tiempo para diferentes valores de los parámetros cinéticos

DEFINICION DE PARAMETROS CINETICOS

HIDROLISIS AL 10%



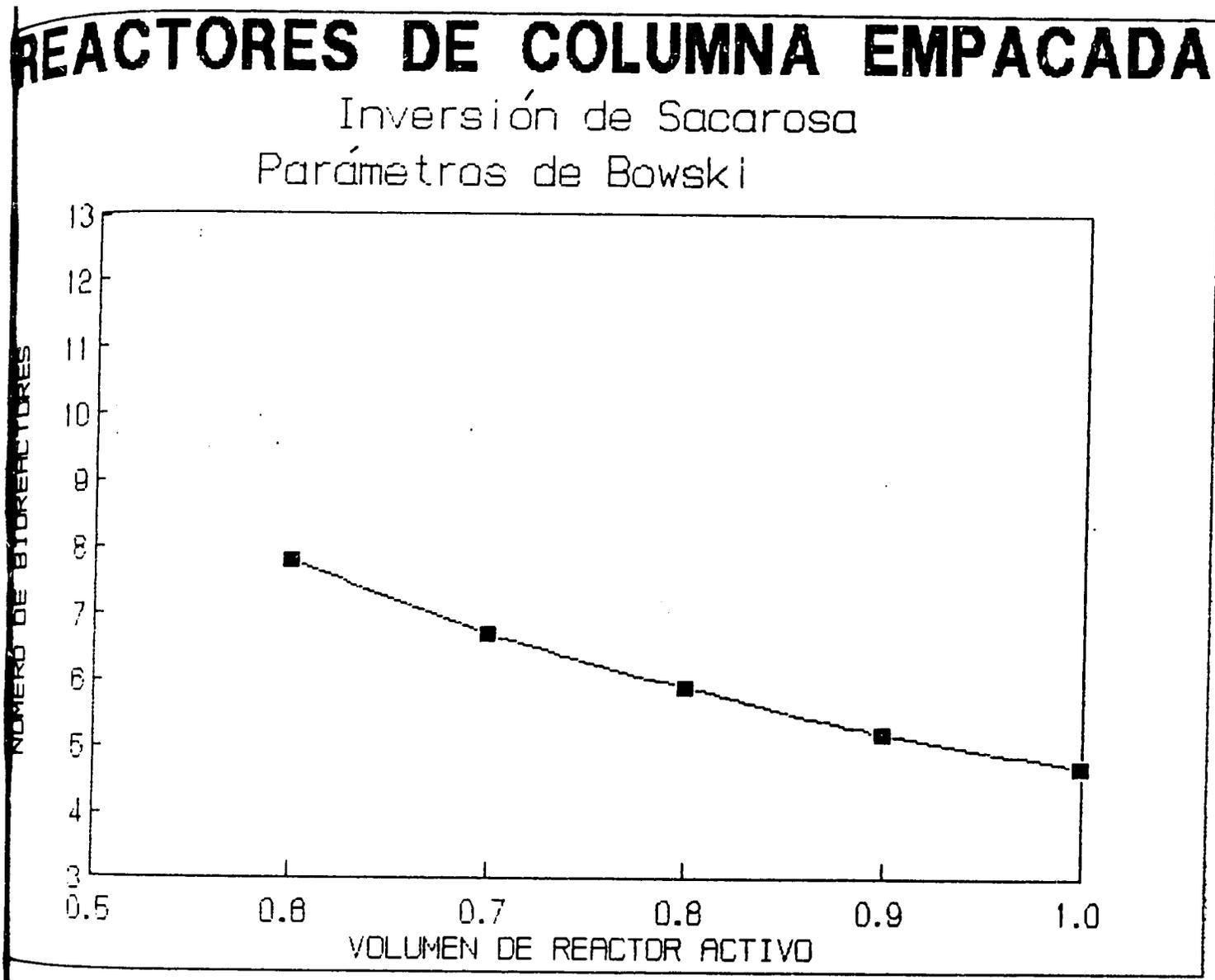
los datos experimentales se obtiene con los parámetros del método diferencial no lineal.

Con este modelo se resolvieron de nuevo las ecuaciones de diseño obteniéndose en este caso la necesidad de operar seis biorreactores de columna empacada en forma continua.

¿Qué pasa ahora con el número de biorreactores si se varía epsilon, el volumen de reactor activo? En la gráfica 5 se muestran los resultados de dicha simulación para los parámetros de Bowski (5). Esta tendencia es similar para cualquier conjunto de parámetros. Puede verse que el número de biorreactores disminuye a medida que el volumen de reactor activo aumenta, lo cual es lógico. Sin embargo hay un valor óptimo, ya que valores muy altos de dicho parámetro causan problemas de operación hidromecánicos, como son una alta caída de presión y un posible colapso de las perlititas de gel. Para propósitos de este estudio se fijó el volumen de reactor activo en 0.6 que es un valor normal en la práctica.

Puede simularse también el efecto de la conversión fraccional. En la gráfica 6 se muestra el efecto de aumentar la misma desde 0.95, que se tomó como valor pivote, hasta un 99% de conversión. Se observa que hay un aumento no lineal del número de biorreactores requeridos, haciéndose

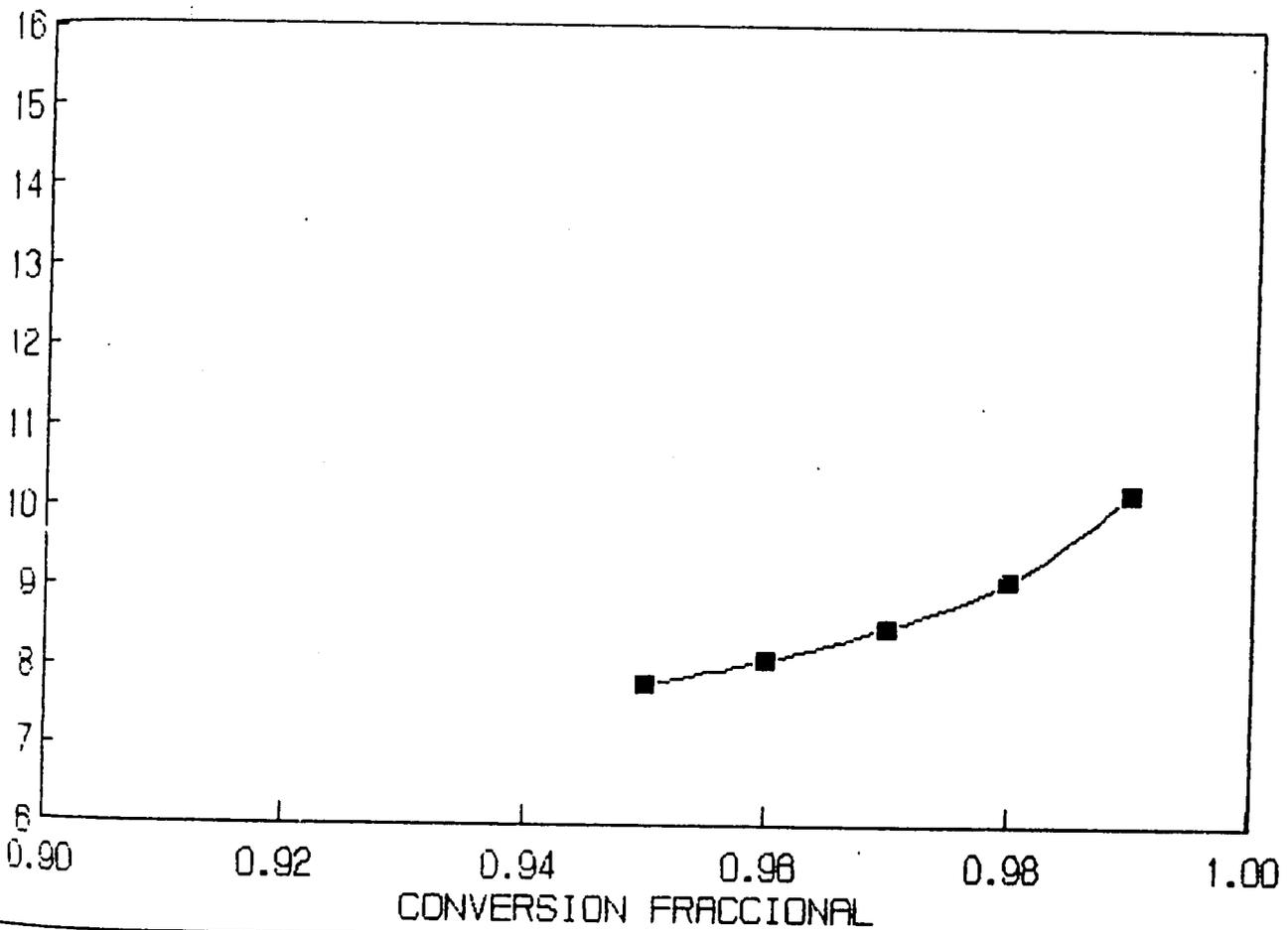
Gráfica 5. Variación en el número de biorreactores en función del volumen de reactor activo para cinética de Michaelis-Menten



Gráfica 6. Variación en el número de biorreactores en función de la conversión fraccional para cinética de Michaelis-Menten

REACTORES DE COLUMNA EMPACADA

Inversión de Sacarosa
Parámetros de Bowski



éste infinito al 100% de conversión. Esta tendencia era esperada. Para propósitos de este estudio, en forma conservadora se escogerá $X = 0.95$.

En resumen se necesitan de seis biorreactores de 294 L y de 0.5 m de diámetro por 1.5 m de alto para satisfacer la producción diaria.

De la ecuación de diseño para un sistema de reactores operando por lotes, se obtiene el tiempo necesario para que una cierta concentración de substrato alcance una conversión deseada. Al darle valores a los parámetros cinéticos K_M y V_{MAX} se fija el tiempo t (en horas). Al variar epsilon (EPS) y definir el tamaño del reactor (10 000 L) se obtiene el valor para el volumen real del reactor.

Con estos datos se procede a calcular la productividad diaria en Kg de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$\text{Productividad: } X \times S_0 \times 2 \times 180.16/342.3 \times V_R \times 24 / (1000 \times (t + .2 \times t))$$

donde V_R equivale al volumen real del reactor y el término $(t + .2 \times t)$ se refiere al tiempo de reacción más un tiempo prudencial para carga y descarga del reactor, y que se tomó como un 20% del tiempo de reacción. De aquí una operación sencilla nos dará el número de biorreactores:

$$Nu = (1/\text{Productividad}) \times 2 \ 147$$

El análisis de sensibilidad que resulta para este sistema, es el mismo que para el de sistemas con reactores de

columnas empacadas. Para el formato con $EPS = 0.6$ y $X = 0.95$ y empleando los parámetros que reportan Toda y Shoda (49) se obtiene que se necesitan de 17 biorreactores para satisfacer la demanda diaria. Ahora bien el tiempo que se necesita para que 6000 L de una solución de sacarosa a una concentración inicial de 100 g/L alcance una conversión en azúcares reductores del 95%, es casi cuatro días.

Como es esencial alimentar continuamente el sistema de evaporadores, se deberá de contar con de por lo menos 68 biorreactores para facilitar la programación de carga y descarga, y de esta manera asegurarse así que la planta produzca los 2 147 Kg de sólidos diarios.

En otras palabras el sistema de reactores operando por lotes tendrá que trabajar de una forma que simule un sistema continuo.

Aunque la reacción de hidrólisis se controla con más facilidad utilizando biorreactores que trabajen por tandas, el número que se requiere de éstos, es exageradamente más alto para sistemas operando por tandas, a aquéllos que operan continuamente. Se consideró conveniente utilizar entonces reactores de columna empacada para el subsiguiente análisis económico.

8.4.2..Sistema de evaporación

El sistema de evaporación es utilizado para concentrar las mieles invertidas procedentes de los biorreactores a un 70% aproximado en sólidos. El uso de un sistema de

múltiples efectos contra un solo evaporador está regulado por un análisis económico. Para un sistema de varios efectos el vapor generado del primer efecto se utiliza como fuente de calor para el segundo efecto y éste a la vez es utilizado en el tercer efecto y así sucesivamente.

El principio de Rillieux (40) establece que en condiciones ideales, una unidad de vapor evaporará tantas unidades de agua como número de efectos haya en el sistema. Es común encontrar sistemas de hasta cinco efectos en la industria azucarera. En este trabajo se calculará para un sistema de tres efectos, es decir, un evaporador de triple efecto, a sabiendas de que un estudio más refinado encontraría el número óptimo de los mismos.

La mayoría de referencias bibliográficas presentan en su análisis varias suposiciones que limitan la aplicación de tales modelos a sistemas de evaporadores reales.

Entre éstas las más importantes son: -desprecian cualquier efecto por elevación del punto de ebullición, -descartan el efecto que tenga la composición de la solución sobre su valor entálpico.

Se elaboró un programa de computadora en donde se resuelve por medio del método iterativo de Gauss, el set de ecuaciones algebraicas que describen la operación de un evaporador y que son: 1) la ecuación que establece el balance entálpico, 2) la que establece la tasa de transferencia de calor, y 3) la ecuación del balance de masa.

Al resolver para las nueve ecuaciones simultáneas (tres para cada efecto) y al suponer valores de entrada para las condiciones del vapor de alimentación (aquel que entra a la calandria del primer efecto), condiciones del vapor saturado saliendo del último efecto, concentración y temperatura del líquido de entrada, composición final del jugo y datos para los coeficientes de transferencia de calor, es posible encontrar el área de transferencia que se supone igual para todos los efectos. Además es posible obtener otros parámetros que influyen en el análisis económico como lo es el consumo de vapor total.

El programa incluye los efectos por elevaciones en el punto de ebullición. Se utilizaron los datos que reportan Radovic y colaboradores (44). Además utiliza las expresiones que propone Hugot (35) para calcular las capacidades caloríficas de soluciones de azúcar en función de su composición y la que propone Regnault tomada del artículo de Esplugas y Mata (15) para el cálculo de los calores latentes de vaporización.

El programa toma los valores obtenidos para las áreas individuales de cada evaporador y las compara con un valor promedio. La convergencia se alcanza hasta que la diferencia sea igual o menor que una tolerancia preestablecida.

El listado en BASIC del programa escrito se encuentra en el Apéndice.

Al ejecutar el programa es fácil de observar que el hecho de variar las condiciones del vapor de alimentación y la temperatura de saturación del vapor saliendo del último efecto dictaminan la economía del sistema, como se ilustrará en los ejemplos siguientes:

Para el primer ejemplo, si se utiliza vapor vivo sobrecalentado a 138°C según lo recomienda Radovic (44), es posible verificar que la temperatura del líquido en los dos primeros efectos, es elevada como se observa en el Ejemplo 1. Esto incide en que se debe de alimentar el licor de mieles invertidas a una temperatura muy por encima de su punto de ebullición y que ambos efectos deben de trabajar bajo presión. Pueden ocurrir posibles reacciones secundarias en los evaporadores debido a las altas temperaturas como lo son obscurecimiento y formación de colores no deseados en el licor. El último efecto operará a un vacío manométrico aproximado de 11 pulgadas de Hg según Radovic (44), valor que corresponde a una temperatura de 87.5°C para un sirope de 70% de sólidos.

El segundo ejemplo (Ejemplo 2) opera con vapor agotado proveniente de las turbinas de los generadores eléctricos de un ingenio, tal como se recomienda (40); típicamente este vapor se encuentra saturado digamos a 103°C

Como es fácil de observar en los resultados de la simulación, la temperatura del líquido en los tres efectos se disminuyó notablemente, por lo que puede pensarse en un control de las reacciones secundarias indeseadas. Además el

hecho de que la alimentación a los evaporadores podrá hacerse abajo del punto de ebullición de las mieles de azúcar invertidas. La limitación a este diseño radica en que todos los efectos deben de trabajar bajo vacío. El último se fijó en aproximadamente 25.5 pulgadas de Hg (40) que corresponde a una temperatura de 58.3°C para un sirope de 70% de sólidos.

Los resultados de estos dos ejemplos, pueden resumirse de la manera siguiente:

Ejemplo	Area de efecto m ²	Delta T°C			Consumo de vapor Kg/h
		1	2	3	
1	4.86	10.5	15.0	25.0	352
2	5.66	9.2	13.4	22.2	344

El mayor vacío en el segundo ejemplo hacen que los diferenciales de temperatura sean menores, por ende aumenta el área requerida de intercambio y la eficiencia del vapor mejora.

Para el tercer ejemplo (Ejemplo 3) se utiliza vapor proveniente de una pequeña caldera pirotubular propia. Suponiendo una presión de operación de 20 psia, la temperatura de saturación del vapor será de 109°C. Con esto se controla además de las temperaturas elevadas en los tres efectos, la temperatura de entrada del líquido del primer evaporador (se podrá suponer que entra a su punto de ebullición 100°C). Los dos primeros efectos, se pueden considerar que operan a condiciones atmosféricas y el último efecto trabajando a un vacío aproximado de 11 pulgadas de

Hg, como en el primer ejemplo. El área de intercambio obtenida, que fue de 11.88 m² por efecto, resulta en casi tres veces mayor por cada efecto comparada con los demás ejemplos. Las caídas de temperatura son de 4.5, 6.3 y 10.4°C para los diferentes efectos. Esto se considera inaceptable debido a una reducción en la transferencia de calor. Se considera óptimo tener una caída de temperatura promedio de 12-15°C a través de cada efecto (40).

Por lo tanto, para siempre emplear la caldera propia del proceso para la generación de vapor, y reducir las áreas de intercambio, conviene aumentar el vacío.

El cuarto ejemplo (Ejemplo 4) ilustra los resultados obtenidos con un vacío de 25.5 pulgadas de Hg.

La solución para nuestro sistema de evaporación radica en operar con vapor saturado a baja presión y utilizando vacío en los dos últimos efectos. El sistema tiene una área por efecto de 4.98 m², un diferencial de temperatura promedio de 16.9°C y un consumo de vapor de 343 Kg/h.

Ejemplo 1

HENOS LLEGADO A LA CONVERGENCIA EN 2 ITERACIONES

EFEECTO 1

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 127.4999

LA TEMP. DE SATURACION ES 126.9599

EFEECTO 2

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 112.0156

LA TEMP. DE SATURACION ES 111.0156

EFEECTO 3

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 87.5

LA TEMP. DE SATURACION ES 83.5

EL FLUJO DEL PRIMER LICOR ES 551.933 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .1621574

EL FLUJO DEL SEGUNDO LICOR ES 201.276 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .4446631

EL FLUJO DE PRODUCTO ES 127.8572 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .7

LA CANTIDAD DE VAPOR PRODUCIDO EN CADA EFECTO ES

EFEECTO 1 343.067 KG/HR

EFEECTO 2 350.657 KG/HR

EFEECTO 3 73.41386 KG/HR

LA CAIDA DE TEMPERATURA A TRAVES DE CADA EFECTO ES

EFEECTO 1 10.49968 C

EFEECTO 2 14.98485 C

EFEECTO 3 25.01608 C

EL AREA DE INTERCAMBIO DE CALOR PARA CADA EFECTO ES 4.859221 M²

LA CANTIDAD DE VAPOR CONSUMIDA ES 352.0865 KG/HR

Ejemplo 2

HEMOS LLEGADO A LA CONVERGENCIA EN 2 ITERACIONES

EFFECTO 1

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 93.88051

LA TEMP. DE SATURACION ES 93.18051

EFFECTO 2

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 79.8037

LA TEMP. DE SATURACION ES 78.3037

EFFECTO 3

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 58.3

LA TEMP. DE SATURACION ES 54

EL FLUJO DEL PRIMER LICOR ES 553.644 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .1616562

EL FLUJO DEL SEGUNDO LICOR ES 205.826 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .4348333

EL FLUJO DE PRODUCTO ES 127.8572 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .7

LA CANTIDAD DE VAPOR PRODUCIDO EN CADA EFECTO ES

EFFECTO 1 341.356 KG/HR

EFFECTO 2 347.818 KG/HR

EFFECTO 3 77.96886 KG/HR

LA CAIDA DE TEMPERATURA A TRAVES DE CADA EFECTO ES

EFFECTO 1 9.219153 C

EFFECTO 2 13.37693 C

EFFECTO 3 22.20392 C

EL AREA DE INTERCAMBIO DE CALOR PARA CADA EFECTO ES 5.660289 M²

LA CANTIDAD DE VAPOR CONSUMIDA ES 343.7799 KG/HR

Ejemplo 3

SE HAN LLEGADO A LA CONVERGENCIA EN 1 ITERACIONES

EFEECTO 1

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 104.5101

LA TEMP. DE SATURACION ES 103.8101

EFEECTO 2

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 97.45846

LA TEMP. DE SATURACION ES 95.95846

EFEECTO 3

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 87.8

LA TEMP. DE SATURACION ES 83.5

EL FLUJO DEL PRIMER LICOR ES 549.962 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .1627385

EL FLUJO DEL SEGUNDO LICOR ES 201.58 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .4439925

EL FLUJO DE PRODUCTO ES 127.8572 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .7

LA CANTIDAD DE VAPOR PRODUCIDO EN CADA EFECTO ES

EFEECTO 1 345.038 KG/HR

EFEECTO 2 348.382 KG/HR

EFEECTO 3 73.72286 KG/HR

LA CAIDA DE TEMPERATURA A TRAVES DE CADA EFECTO ES

EFEECTO 1 4.489897 C

EFEECTO 2 6.352576 C

EFEECTO 3 10.35753 C

EL AREA DE INTERCAMBIO DE CALOR PARA CADA EFECTO ES 11.88327 M²

LA CANTIDAD DE VAPOR CONSUMIDA ES 354.2139 KG/HR

Ejemplo 4

HEMOS LLEGADO A LA CONVERGENCIA EN 2 ITERACIONES

EFEECTO 1

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 98.60162

LA TEMP. DE SATURACION ES 97.90161

EFEECTO 2

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 82.79511

LA TEMP. DE SATURACION ES 81.29511

EFEECTO 3

LA TEMP. DEL LIQUIDO ES 58.3

LA TEMP. DE SATURACION ES 54

EL FLUJO DEL PRIMER LICOR ES 554.061 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .1615346

EL FLUJO DEL SEGUNDO LICOR ES 205.802 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .434884

EL FLUJO DE PRODUCTO ES 127.8572 KG/HR CON UNA COMPOSICION DE .7

LA CANTIDAD DE VAPOR PRODUCIDO EN CADA EFECTO ES

EFEECTO 1 340.939 KG/HR

EFEECTO 2 348.259 KG/HR

EFEECTO 3 77.94486 KG/HR

LA CAIDA DE TEMPERATURA A TRAVES DE CADA EFECTO ES

EFEECTO 1 10.39781 C

EFEECTO 2 15.10669 C

EFEECTO 3 25.1955 C

EL AREA DE INTERCAMBIO DE CALOR PARA CADA EFECTO ES 4.975697 M²

LA CANTIDAD DE VAPOR CONSUMIDA ES 343.4703 KG/HR

Diagrama de Lógica de Cálculo

Programa para simular la operación de un sistema de evaporación de tres efectos

1. Ingreso de datos del jugo de alimentación:
 - X --- Composición en porcentaje en peso de sólidos
 - F --- Flujo másico en Kg/h
 - TF -- Temperatura de entrada en °C
- 1.5 Sea $K = 0$ (contador)
2. Ingreso de temperatura del vapor al primer efecto (T_0)
3. Ingreso de temperatura del vapor saturado saliendo del último efecto ($T(3)$)
4. Ingreso de la composición de salida del licor ($X(3)$)
5. Cálculo del flujo del producto en Kg/h:

$$L(3) = (F + X) / x(3)$$
6. Ingreso de elevación en el punto de ebullición ($BPE(I)$) y coeficientes de transferencia de calor global $Kcal/m^2h^{\circ}C$ ($U(I)$) para cada efecto
7. Calcule $TAU(3)$, la temperatura de ebullición del líquido en el tercer efecto:

$$TAU(3) = BPE(3) + T(3)$$
8. Calcule la caída de temperatura a través de todo el sistema ($DELTAT$):

$$DELTAT = T_0 - TAU(3)$$
9. Cálculo de la caída de temperatura a través del primer efecto ($DELTAT(1)$) utilizando técnica de Wegstein y definiendo la ecuación en términos de:

$$\text{DELTAT}(1) = \text{DELTAT} - (\text{U}(1)/\text{U}(2)) * \text{DELTAT}(1) - (\text{U}(1)/\text{U}(3)) * \text{DELTAT}(1)$$

10. Cálculo de la caída de temperatura para los restantes efectos (DELTAT(2) y DELTAT(3)):

$$\text{DELTAT}(2) = \text{DELTAT}(1) * (\text{U}(1)/\text{U}(2))$$

$$\text{DELTAT}(3) = \text{DELTAT}(1) * (\text{U}(1)/\text{U}(3))$$

11. Asigne el valor de DELTAT(2) a DELTATA(I) donde DELTATA(I) es la caída de temperatura asumida para cada efecto

12. Calcule TAU y T para los primeros dos efectos, donde TAU es la temperatura de ebullición del líquido y T la temperatura de saturación del solvente puro a la presión del efecto:

$$\text{TAU}(1) = \text{TO} - \text{DELTATA}(1)$$

$$\text{T}(1) = \text{TAU}(1) - \text{BPE}(1)$$

$$\text{TAU}(2) = \text{T}(1) - \text{DELTATA}(2)$$

$$\text{T}(2) = \text{TAU}(2) - \text{BPE}(2)$$

13. Sea $A = 0$

14. Cálculo de entalpías y calores latentes de vaporización independientes de la composición.

La entalpía se expresa en función del calor específico y que tiene un valor de 1 Kcal/Kg°C.

El calor latente de vaporización (LAMBDA(I)) se calcula para cada efecto así:

$$\text{LAMBDA}(1) = 606.5 - .695 * \text{TAU}(1)$$

15. Cálculo de los flujos de licor saliendo del primer y segundo efecto (L(1) y L(2)) de acuerdo a un rearreglo

de las ecuaciones del balance entálpico para el segundo y tercer efecto. Utilización del método de Gauss para resolución de las siguientes ecuaciones simultáneas lineales:

$$L(1)[\text{TAU}(1) - \text{TAU}(2) - \text{LAMBDA}(1) - \text{LAMBDA}(2)] + L(2)[\text{LAMBDA}(2)] = -[F * \text{LAMBDA}(1)]$$

$$L(1)[\text{LAMBDA}(2)] + L(2)[\text{TAU}(2) - \text{TAU}(3) - \text{LAMBDA}(2) - \text{LAMBDA}(3)] = L(3) * \text{LAMBDA}(3)$$

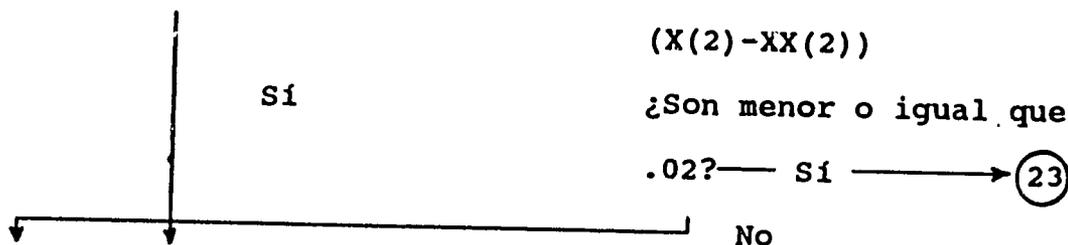
16. Es $A = 0$? — No → 17. Asigne el valor de la composición del licor saliendo del primer y segundo efecto ($X(1)$ y $X(2)$) a las variables mudas' $XX(1)$ | $XX(2)$
- Sí
-

18. Calcule el valor de la composición del licor saliendo del primer y segundo efecto ($X(1)$ y $X(2)$):

$$X(1) = (F * X) / L(1)$$

$$X(2) = (F * X) / L(2)$$

19. ¿Es $A = 0$? — No → 20. Compare ($X(1) - XX(1)$ y ($X(2) - XX(2)$)



- 20 Cálculo de entalpías y calores latentes de vaporización en función de la composición de cada efecto.

La entalpia se expresa en función del calor específico y que equivale a:

$$CP(I) = 1 - .006 * (X(I) * 100)$$

El calor latente de vaporización se recalcula así para cada efecto:

$$LAMBDA\ 1 = LAMBDA(1) + (TAU(1) - CP(1) * TAU(1))$$

$$LAMBDA\ 2 = LAMBDA(2) + (TAU(2) - CP(2) * TAU(2))$$

$$LAMBDA\ 3 = LAMBDA(3) + (TAU(3) - CP(3) * TAU(3))$$

21. Cálculo de los flujos de licor saliendo del primer y segundo efecto (L(1) y L(2)) de acuerdo a un rearrreglo de las ecuaciones del balance entálpico para el segundo y tercer efecto. Utilización del método de Gauss para la resolución de las siguientes ecuaciones simultáneas lineales:

$$L(1) [CP(1)*TAU(1)-CP(2)*TAU(2)-LAMBDA(1)-LAMBDA2] +$$

$$L(2) [LAMBDA2] = -[F*LAMBDA(1)]$$

$$L(1) [LAMBDA(2)] + L(2) [CP(2)*TAU(2)-CP(3)*TAU(3) -$$

$$LAMBDA(2)-LAMBDA3] = L(3)*LAMBDA3$$

21.5 Sea $A = 1$

22. Vaya hacia 16

23. Calcule el calor específico (CPF) y el calor latente de vaporización (LAMBDAO) del vapor al primer efecto:

$$LAMBDAO = 606.5 - .695 * T0$$

$$CPF = 1 - .006*(X*100)$$

24. Calcule la cantidad de vapor introducido al primer efecto VO en Kg/h:

$$VO = ((F-L(1))*LAMBDA1-F*(CPF*TF-CP(1)*TAU(1)))/LAMBDAO$$

25. Calcule la cantidad de vapor producido en cada efecto

$V(I)$ en Kg/h:

$$V(1) = F - L(1)$$

$$V(2) = L(1) - L(2)$$

$$V(3) = L(2) - L(3)$$

26. Cálculo de las áreas de intercambio de cada efecto suponiendo áreas iguales en los tres efectos y de acuerdo a las ecuaciones de transferencia de calor:

$$A(1) = (V_0 * \lambda_{DAO}) / (U(1) * \Delta T(1))$$

$$A(2) = (V(1) * \lambda(1)) / (U(2) * \Delta T(2))$$

$$A(3) = (V(2) * \lambda(2)) / (U(3) * \Delta T(3))$$

27. Calcule el área promedio APROM de acuerdo a:

$$APROM = ((A(1) * \Delta T(1)) + (A(2) * \Delta T(2)) + (A(3) * \Delta T(3))) / \Delta T$$

28. Calcule la caída de temperatura corregida a través de cada efecto:

$$\Delta T(I) = (A(I) / APROM) * \Delta T(I)$$

29. Para cada efecto ¿Es $ABS(\Delta T(I) - \Delta T(I)) >$

.001)? — Sí → 30. Sea $K = K + 1$

No



31. Vaya hacia (11)

32. Imprima

- Resumen para cada efecto

i) $\tau(I)$

ii) $T(I)$

iii) $L(I)$

iv) $X(I)$

v) V(I)

vi) DELTAT(I)

- El área de intercambio de calor para cada efecto en m^2

- La cantidad de vapor total consumido en Kg/h

33. Stop

34. End

8.4.3. Red de intercambiadores de calor

En una planta industrial donde se tiene un fluido que se va a calentar y se dispone de varias corrientes de fluidos calientes, el reto que encuentra un ingeniero de procesos es poder llegar a calentar el fluido 'problema' con el calor que encuentra disponible en los fluidos calientes y utilizando, lo menos posible, servicios tanto de vapor como de agua de enfriamiento.

El arreglo que conlleva tal situación puede volverse bastante complicado y engorroso. Ante tal problema puede recurrirse al método desarrollado por Linhoff y colaboradores (26). Este análisis denominado método 'Pinch' fue elaborado alrededor del año 1970 por ingenieros de la Compañía inglesa: Imperial Chemical Industries -ICI- y ha venido a complementar el análisis de las redes de intercambiadores de calor (Heat Exchanger Networks) que tanto campo han encontrado en los últimos años, pues vienen a minimizar el uso de vapor y agua de enfriamiento dentro de una planta industrial.

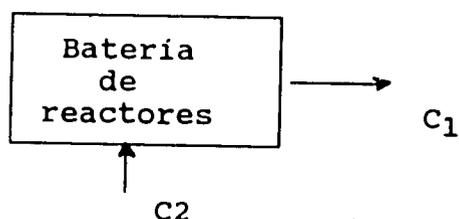
Para ejemplificar el método se desarrollará el análisis para nuestra planta productora de mieles invertidas.

El primer paso en el método consiste en identificar todos los flujos de fluidos que posean una cantidad de calor que puedan ceder, además se señala el flujo o flujos 'problema' que haya que calentar.

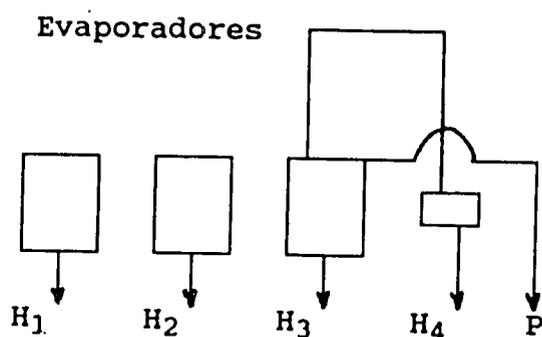
En el diagrama adjunto se han identificado los flujos a calentar y los flujos a enfriar. Los primeros están

asociados a la operación de la batería de bioreactores: hay que calentar el guarapo que se alimenta a los biorreactores; además hay que calentar también, el flujo de mieles invertidas que se alimenta a los evaporadores. Los flujos a enfriar son los condensados de los diferentes efectos y el sirope que se va a almacenamiento.

FLUJOS A CALENTAR



FLUJOS A ENFRIARSE



Para cada flujo se fijaron las temperaturas de entrada y salida (ver más adelante) y con el Delta T y la capacidad calorífica (producto del flujo másico por el calor específico) se calcularon los flujos de calor o carga calorífica de cada fluido.

Flujo	Nomenclatura	T entrada ^{°C}	T salida ^{°C}	Delta
Condensado 1er evaporador	H1	109	60	49
Condensado 2do evaporador	H2	97.9	60	37.9
Condensado 3er evaporador	H3	81.3	60	21.3
Condensado de agua removida del último evaporador	H4	54	50	4
Mieles al 70%				.../

Mieles al 70% saliendo del sistema de triple efecto	P	58.3	25	33.3
Mieles al 10% entrando a los reactores	C ₂	18	50	32
Mieles al 10% entrando a los evaporadores	C ₁	50	100	50

Flujo	C=mCp Kcal/h°C	Q=C*Delta Kcal/h
H1	343.47	1.683 x 10 ⁴
H2	340.94	1.2922 x 10 ⁴
H3	348.26	7.4179 x 10 ³
H4	77.95	311.8
P	74.16	2.4695 x 10 ³
C ₁	841.30	4.2065 x 10 ⁴
C ₂	841.3	2.6922 x 10 ⁴

La cantidad de calor necesaria para enfriar los flujos H1, H2, H3, H4 y P ascienden a 39 951.2 Kcal/H, mientras la cantidad de calor necesaria para calentar los flujos C₁ y C₂ es de 68 937 Kcal/h. Al comparar estas cifras es obvio que se necesita vapor, sin embargo siempre será menor que aquéllos que se requerirían sin un análisis 'pinch'.

Es importante señalar cómo se fijaron las temperaturas de salida de los flujos 'calientes'. Para los condensados de los evaporadores (H1, H2, H3) se asume que después de que hayan cedido su calor sensible, una temperatura adecuada, si es que se recirculan para alimentar a las calderas, podría ser de 60°C. Para el flujo H4 que también se recircula a las calderas, una temperatura adecuada de salida podría ser de 50°C. Para el flujo de producto P una temperatura de 25°C evita cualquier problema durante el almacenamiento y posterior envase.

El calor específico del guarapo y de las mieles invertidas al 10% se supusieron iguales a la del agua. Sin embargo para el sirope se calculó de acuerdo a la fórmula que propone Hugot (35) y que es:

$$C_p = 1 - 0.006 * X$$

en donde, X es la concentración en grados Brix del fluido.

El segundo paso del método consiste en asignar intervalos de temperatura según el siguiente criterio:

- i) Dejar la temperatura de los flujos fríos intactos
- ii) Ajustar la temperatura de los flujos calientes de acuerdo a un Delta T mínimo: DELTAT min.

Como una definición al problema se fija el DELTATmin = 10°C como es común hacerlo; de manera que las temperaturas quedarían así:

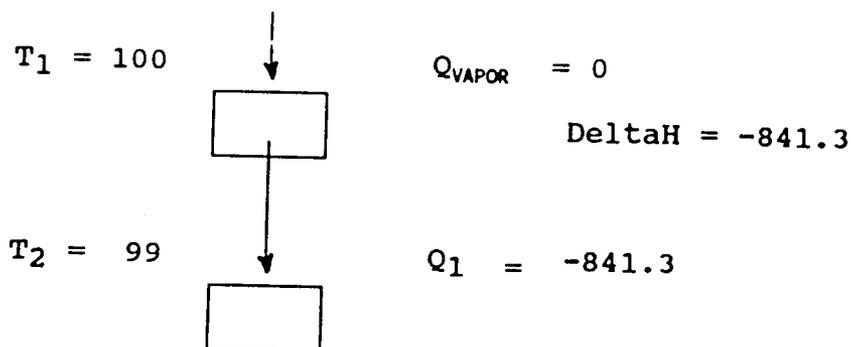
Flujo	Temperatura	Ajustadas	Orden
H1	99	50	segundo quinto
H2	87.9	50	tercero duplicada
H3	71.3	50	cuarto duplicada
H4	44	40	séptimo octavo
P	48.3	15	sexto décimo
C ₂	18	50	noveno duplicada
C ₁	50	100	duplicada primero

Se ordenan las temperaturas en forma descendente sin tomar en cuenta las que se repitan (ver última columna).

El tercer paso del método consiste en llevar a cabo balances de calor integrados de acuerdo con las siguientes formulas:

$$Q_i - Q_{i-1} = \Delta H \text{ y } \Delta H = (\sum C_{\text{CALIENTE}} - \sum C_{\text{FRIO}}) (T_i - T_{i+1})$$

Los balances en bloques se hacen de acuerdo al orden de las temperaturas; el algoritmo es el siguiente: suponga Q vapor inicial, igual a cero y defina las dos primeras posiciones, es decir: $T_1 = 100$ y $T_2 = 99$

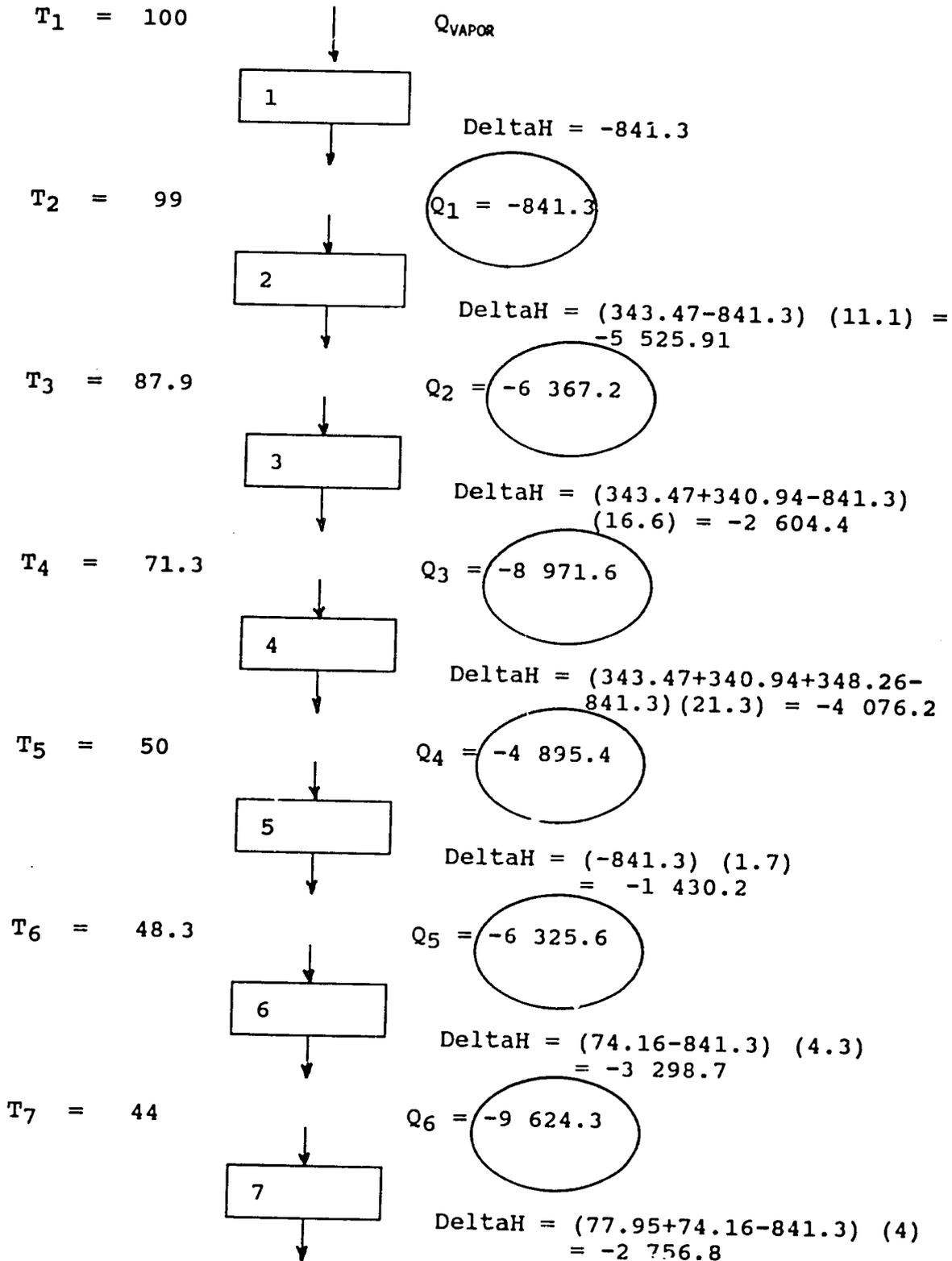


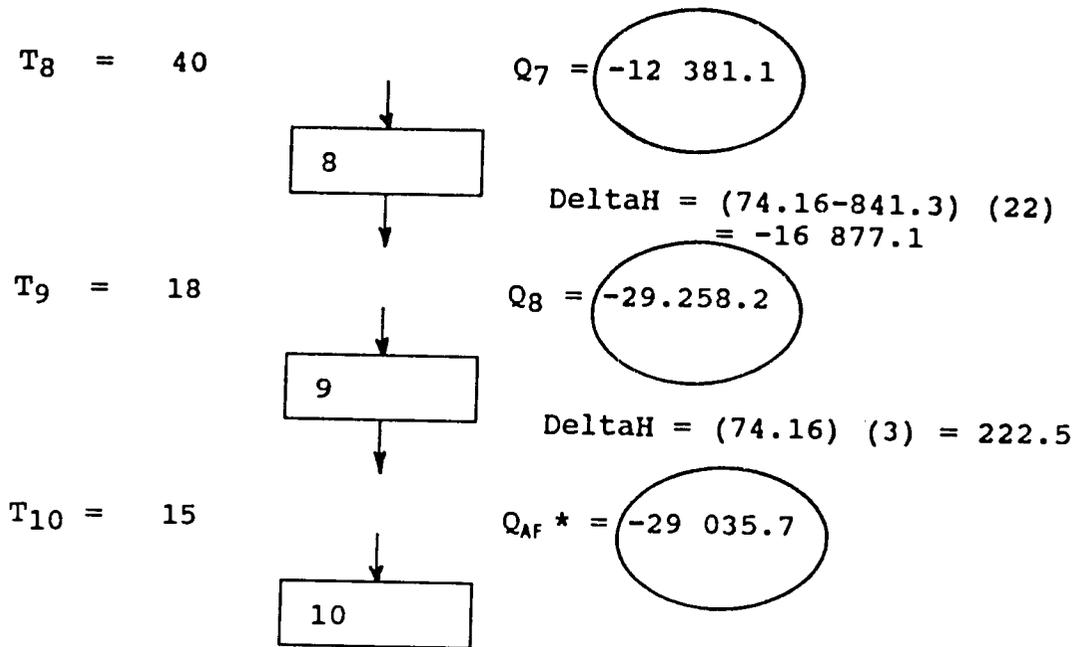
Para el primer bloque ΔH tiene el siguiente valor $(0 - 841.3) \times (100 - 99) = -841.3$. El único fluido que sufre un cambio de temperatura entre el rango de 99 a 100°C es C_1 . El lector podrá verificar que el C para este flujo es de 841.3 Kcal/h°C.

Al tener el ΔH y el Q para el bloque anterior se puede hallar fácilmente $Q_1 = \Delta H + Q_{\text{VAPOR}} = -841.3$.

A continuación se detallará la cascada de bloques desde $T_1 = 100$ a $T_{10} = 15$. El procedimiento para encontrar el ΔH y el calor de cada bloque es el mismo que el descrito anteriormente.

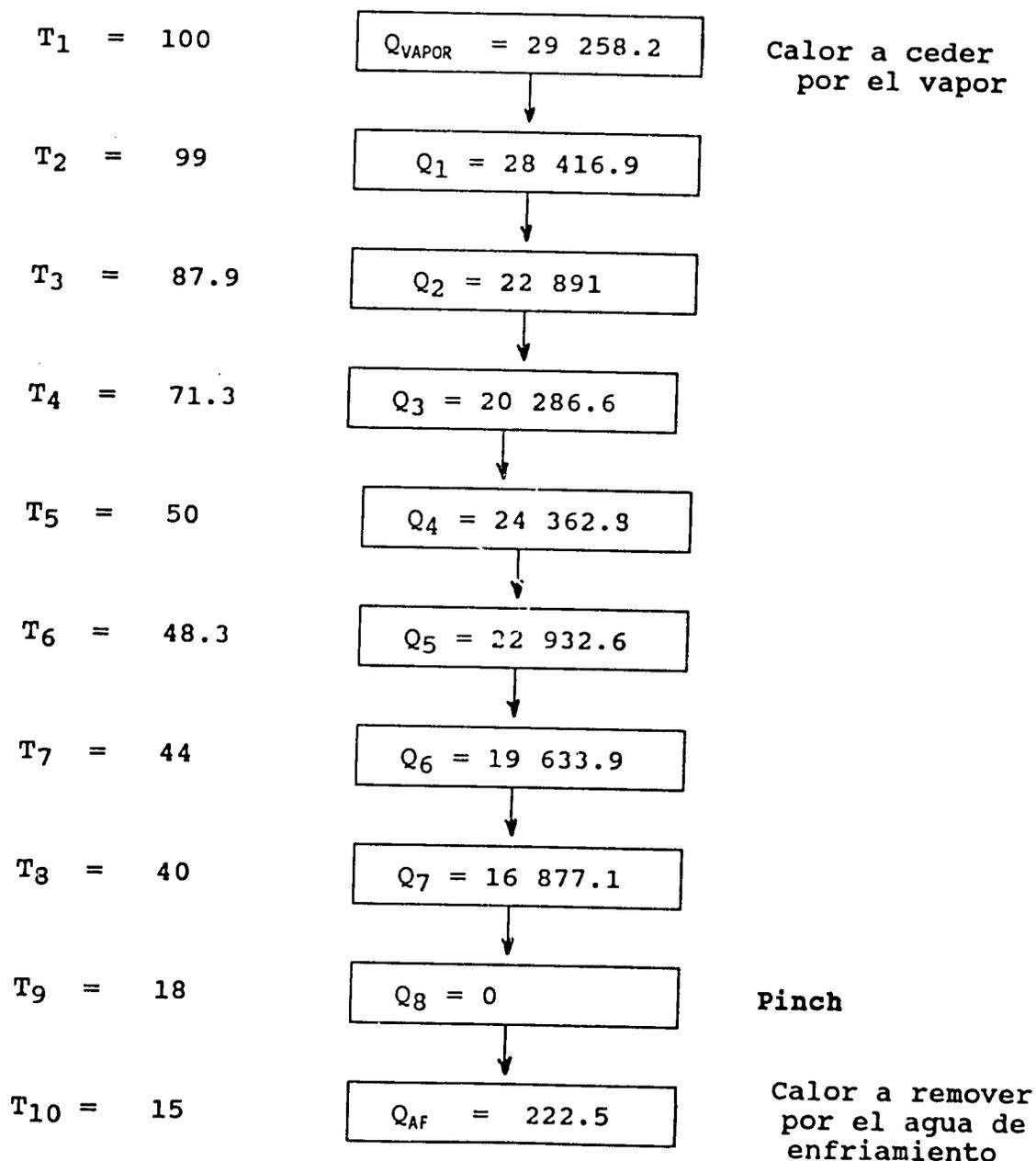
LLEVAR A CABO BALANCES DE CALOR INTEGRADOS

Suponer $Q_{\text{VAPOR}} = 0$ 

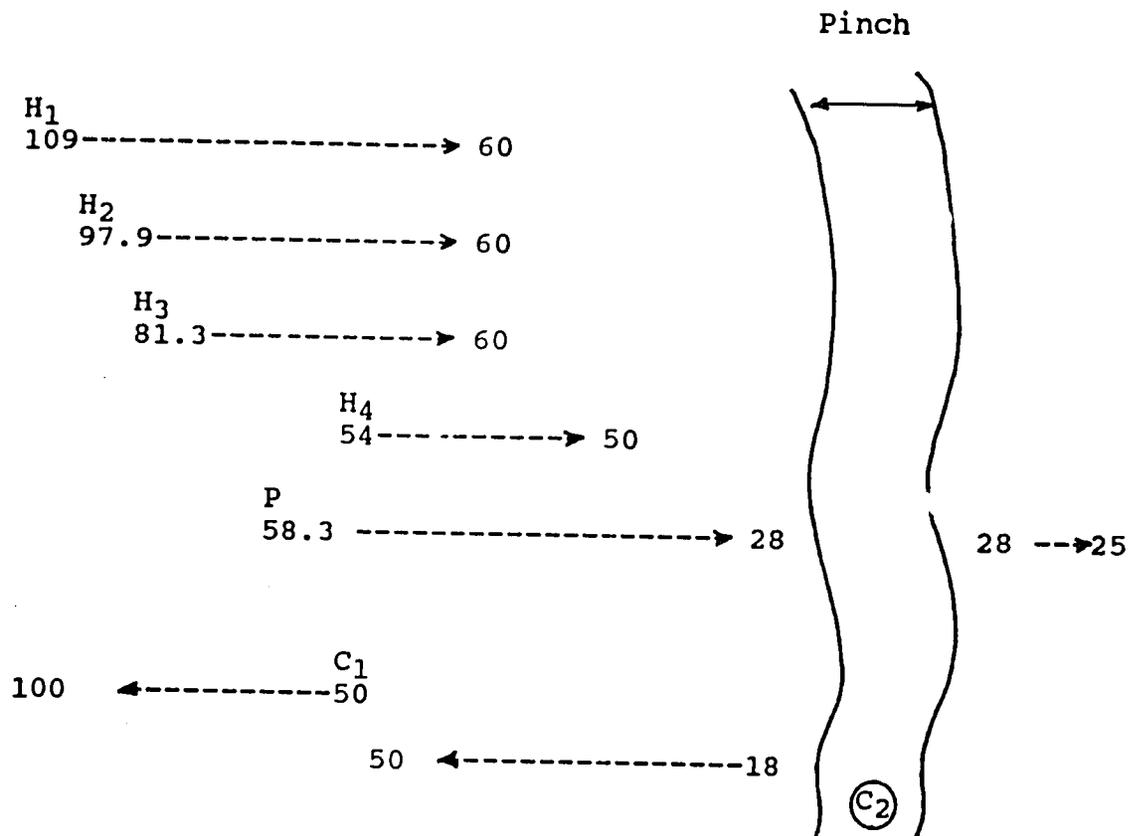


* Q_{AF} = calor que remueve el agua de enfriamiento

El cuarto paso en el método consiste en identificar el bloque en la cascada de calor que presente el valor negativo más alto. Este valor se hace cero sumándole la misma magnitud con signo opuesto y se suma este valor a todos los demás bloques. En nuestro caso éste es Q_8 que es igual a $-29\ 258.2$ Kcal/h. La cascada luego de la operación tendrá la siguiente forma:



Como se puede ver, el Pinch ocurre a 18°C. El arreglo topográfico para el sistema de flujos en la planta productora de mieles invertidas se representa así:



$$Q_{\text{VAPOR}} = 29\,258.2 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

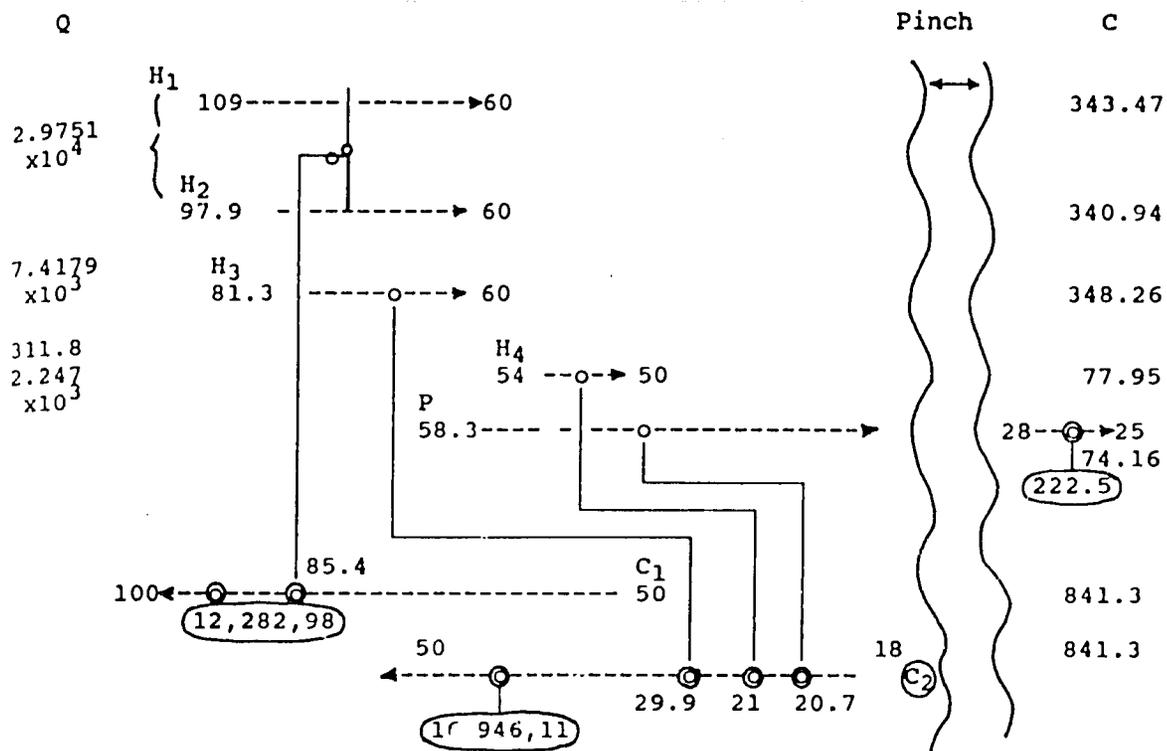
$$Q_{\text{agua fria}} = 222.5 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}}$$

El quinto paso en el método consiste en encontrar combinaciones para aprovechar a calentar los flujos C_1 y C_2 con la energía disponible de todos los demás flujos. Esto se hace bajo las siguientes restricciones:

- 1) No transfiera calor a través de 'pinch'
- 2) Enfrie H_1 , H_2 y H_3 hasta 60°C y H_4 hasta 50°C sin emplear agua fría; si lo hace subirán los requerimientos de vapor

- 3) Para poder hacer una combinación 'arriba' del pinch, es decir, a la izquierda del pinch, la capacidad calorífica (C) del fluido frío deberá ser mayor o igual que la del fluido caliente. En otras palabras: $C_f \geq C_c$, para poder hacer una combinación 'abajo' del pinch, es decir, a la derecha del pinch $C_c \geq C_f$.

Teniendo estas restricciones en mente el lector podrá verificar que esta parte del método consiste en probar y errar. Se presenta el juego de combinaciones para este ejemplo en específico que minimizó el número de unidades de intercambio (cada unidad está representada por una línea que une dos flujos):



i) 'Arriba' del pinch

a) Combine H_1+H_2 con C_1

$$841.3 \geq 684.41;$$

$$C_f \geq Cc_1 + Cc_2$$

Al mezclar dos flujos calientes con temperaturas de entrada de 109 para H_1 y 97.9 para H_2 se alcanza un equilibrio térmico según la ecuación $343.47(109-T) = 340.94(T-97.9)$ donde $T = 103.47^\circ\text{C}$

Al mezclar estos dos flujos equivale a tener un líquido caliente entrando a 103.47°C y con una capacidad calorífica de 684.41. El calor que se va a ceder al enfriar este líquido hasta 60°C lo ganará el flujo C_1 . Es necesario entonces encontrar la temperatura a la cual se calentará C_1 :

$$2.9751 \times 10^4 = 841.3(T-50)$$

ii) 'Abajo' del pinch

a) La cantidad de calor a remover para enfriar el flujo P de 28 a 25 equivale a $Q = 74.16(28-25) = 222.5$

$$T = 85.4^{\circ}\text{C}$$

b) El calor necesario para calentar C_1 de 85.4 a 100, va a ser proporcionado por vapor de la planta y equivale a $Q = 841.3(100-85.4) = 12\,282.98 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}$.

c) Combine P con C_2
 $841.3 \geq 74.16$; $C_2 \geq C_p$

Al enfriar el flujo P de 58.3 a 28, tenemos disponible calor que puede ser utilizado para calentar C_2 . Es importante recordar que una de las restricciones era de no transferir calor a través del 'pinch'. En este caso el 'pinch' para el flujo P corresponde a 28°C ($18^{\circ}\text{C} + \Delta T_{\text{min}}$).

Es necesario encontrar la temperatura a que se calentará C_2 :

$$2.247 \times 10^3 = 841.3 (T-18)$$

$$T = 20.67^{\circ}\text{C}$$

d) Combine H_4 con C_2 :

$$841.3 \geq 77.95$$
; $C_2 \geq C_{H_4}$

Enfríe H_4 hasta 50. C_2 se calentará a:

$$311.8 = 841.3 (T-20.67)$$

$$T = 21.04^{\circ}\text{C}$$

e) Combine H_3 con C_2

$$841.3 \geq 348.26$$
; $C_2 \geq C_{H_3}$

Enfríe H_3 hasta 60. C_2 se calentará a:

$$7.4179 \times 10^3 = 841.3 (T-21.04)$$

$$T = 29.86^{\circ}\text{C}$$

f) El calor necesario para calentar C_2 de 29.86 a 50 va a ser proporcionado por vapor de la planta y equivale a:

$$Q = 841.3 (50-29.86) = 16\,946.11$$

En consecuencia el método establece que se necesitan siete unidades (equipo de transferencia de calor) señaladas con doble círculo en el diagrama anterior. Además se requieren de $(12.282.98 + 16\ 946.11) = 29\ 229.09$ K_{CAL}/h proporcionadas por vapor y 222.5 K_{CAL}/h removidas por el agua de enfriamiento, que concuerda con los requerimientos de servicios que se obtuvo del balance de calor integrado.

En resumen lo importante del método es que se establece un arreglo óptimo en donde por un lado, se puede llegar a minimizar las unidades de equipo necesarias para el trabajo y se minimizará la cantidad de vapor y agua de enfriamiento a utilizar.

Llama la atención comparar estos resultados con aquéllos que se obtendrían al no utilizar el método.

Sin Integración (enfriando y calentando cada flujo por separado):

-necesidad de equipo = 7 unidades

-cantidad de vapor = $39\ 951.2$ K_{CAL}/h

-cantidad de agua de enfriamiento = $68\ 987$ K_{CAL}/h

Integrado (utilizando el método 'pinch' y con las combinaciones descritas):

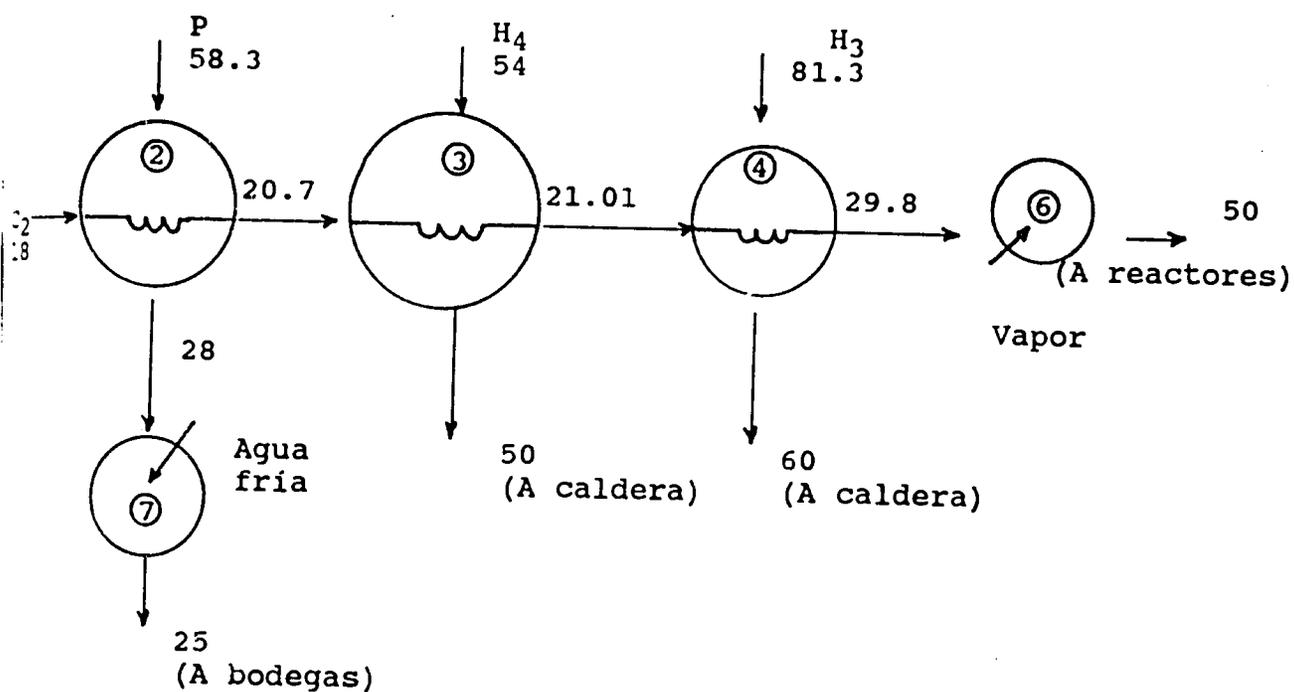
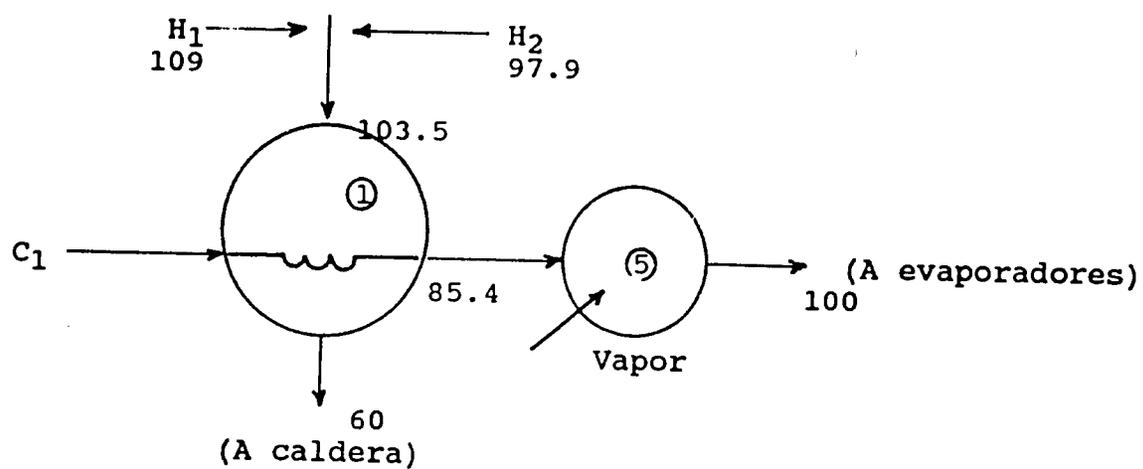
-necesidad de equipo = 7 unidades

-cantidad de vapor = $29\ 229.09$ K_{CAL}/h

-cantidad de agua de enfriamiento = 222.5 K_{CAL}/h

El lector podría preguntarse ¿qué hubiera pasado al utilizar diferentes combinaciones? La respuesta es simple, es muy probable que se hubiera llegado a un resultado donde se necesitara de más unidades de equipo. Como se explicó con anterioridad, el autor presentó el juego de combinaciones que diera el número menor de unidades físicas pero enfatiza que no obstante las combinaciones que se use, siempre el método minimiza los requerimientos de servicios. En la actual crisis energética, esto es un factor de importancia en la selección de equipo industrial en una planta de proceso.

Se presenta la red de intercambiadores de calor, identificándose las siete unidades de intercambio:



Nomenclatura:

- Unidad ① Intercambiador de calor
 Fluido caliente entrando a 103.5°C y saliendo a 60°C
 Fluido frío entrando a 50°C y saliendo a 85.4°C
 Cantidad de calor intercambiado 2.9751×10^4 K_{CAL} /h
- Unidad ② Intercambiador de calor
 Fluido caliente entrando a 58.3°C y saliendo a 28°C
 Fluido frío entrando a 18°C y saliendo a 20.7°C
 Cantidad de calor intercambiado 2.247×10^3 K_{CAL} /h
- Unidad ③ Intercambiador de calor
 Fluido caliente entrando a 54°C y saliendo a 50°C
 Fluido frío entrando a 20.7°C y saliendo a 21.01°C
 Cantidad de calor intercambiado 311.8 K_{CAL} /h
- Unidad ④ Intercambiador de calor
 Fluido caliente entrando a 81.3°C y saliendo a 60°C
 Fluido frío entrando a 21.01°C y saliendo a 29.8°C
 Cantidad de calor intercambiado 7.4179×10^3 K_{CAL} /h
- Unidad ⑤ Condensador
 Fluido caliente; vapor saturado a 109°C
 Fluido frío entrando a 85.4°C y saliendo a 100°C
 Cantidad de calor intercambiado 12 282.98 K_{CAL} /h
- Unidad ⑥ Condensador
 Fluido caliente; vapor saturado a 109°C
 Fluido frío entrando a 29.8°C y saliendo a 50°C
 Cantidad de calor intercambiado 16 946.11 K_{CAL} /h
- Unidad ⑦ Enfriador o 'Chiller'
 Fluido caliente entrando a 28°C y saliendo a 25°C
 Fluido frío; agua proveniente de una torre de enfriamiento
 Cantidad de calor intercambiado 222.5 K_{CAL} /h

Ya que tanto para la unidad ③ como para la ⑦ el calor intercambiado es pequeño comparado con las demás, se podrá omitir tales equipos con las siguientes restricciones. Primero, al omitir la unidad ③, el flujo caliente se recirculará a las calderas a 54°C en vez de 50°C, sin mayor

trascendencia. Eso sí, la carga sobre el condensador (unidad 6), será mayor aumentando insignificativamente el consumo de vapor, o alternativamente la carga sobre la unidad ② será mayor, aumentando también insignificativamente el área. Segundo, es posible enfriar el producto sin utilizar agua de enfriamiento utilizando la unidad ② para tal propósito.

Entonces se puede pensar en una red de intercambiadores de calor consistente de 5 unidades en vez de 7, y una necesidad de 29 229.09 K_{CAL} /h de vapor.

Dimensionamiento o diseño del equipo

Todo equipo que involucre una transferencia de calor se dimensiona de acuerdo al área de intercambio. En la etapa preliminar de diseño de una planta, es innecesario y antieconómico utilizar los procedimientos detallados de diseño de equipo de intercambio de calor; ante tal situación el ingeniero de proceso encuentra una herramienta útil y rápida en las tablas de diseño preparadas por la TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association). Turton, Ferguson y Levenspiel (50) adoptaron tales tablas y presentan un juego de tablas en las cuales basta obtener cuatro parámetros para encontrar el área necesaria. Ilustremos este rápido método para el dimensionamiento de las tres unidades que componen nuestra red de intercambiadores (se excluyen los condensadores pues se utiliza un procedimiento diferente).

UNIDAD 1

Suponiendo que el fluido caliente correrá en la concha y el frío dentro de los tubos. Los requerimientos serán entonces:

Concha: Capacidad calorífica del fluido $684.41 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}^{\circ}\text{C}$
(C_c)

Temperatura de entrada del fluido 103.5°C (T_1)

Temperatura de salida del fluido 60°C (T_2)

Tubos: Capacidad calorífica del fluido $841.3 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}^{\circ}\text{C}$ (C_f)

Temperatura de entrada del fluido 50°C (t_1)

Temperatura de salida del fluido 85.4°C (t_2)

Procedimiento:

- 1) Defina el parámetro R que equivale a la tasa de Capacidades caloríficas, fluido frío a fluido caliente

$$R = C_f/C_c = 841.3/684.41 = 1.23$$

- 2) Defina el parámetro P que equivale a la diferencia de temperatura en el lado del tubo a la diferencia de la temperatura de entrada del lado de la concha y la temperatura de entrada del lado del tubo. En otras palabras:

$$P = (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1) = (85.4 - 50)/(103.5 - 50) = 0.66$$

- 3) Según la Figura 5 de dicho artículo y que presenta la tabla de diseño para un intercambiador de calor de concha y tubos con cuatro pasos en la concha y ocho pasos en los tubos. Los valores de los parámetros Γ que representa la eficiencia del equipo y NTU que es el

número de unidades de transferencia son 0.92 y 2.7 respectivamente.

Nota: la eficiencia, Γ , es 0.92 que es aceptable. En caso de que Γ esté abajo de 0.8, pruebe con una configuración diferente de pasos de concha a pasos en los tubos.

- 4) Definimos NTU como UA/C_f donde U es el coeficiente global de transferencia de calor. Perry (41) establece que para sistemas de agua a agua (suponemos que el fluido frío por ser tan diluido en azúcares reductores se comporta como agua), el U de diseño se puede tomar como $1100 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$. Entonces el área de intercambio equivale a:

$$A = (\text{NTU})(C_f)/U = (2.7)(841.3)/1100 = 2.065\text{m}^2 \approx 22.2\text{ft}^2$$

El área de intercambio necesaria para la primera unidad es de 22.2 ft²

UNIDAD (2)

Seguimos el mismo procedimiento de cálculo que se detalla para la Unidad (1). En resumen se tiene que:

Requerimientos:

- Concha: Capacidad calorífica del fluido $74.16 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}^\circ\text{C}$ (C_C)
 Temperatura de entrada del fluido 58.3°C (T_1)
 Temperatura de salida del fluido 25°C (T_2)
- Tubos: Capacidad calorífica del fluido $841.3 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}^\circ\text{C}$ (C_F)
 Temperatura de entrada del fluido 18°C (t_1)
 Temperatura de salida del fluido 21.01°C (t_2)

- 1) $R = 11.3$
- 2) $P = .07$
- 3) Según la Figura 2 que presenta la tabla de diseño para un intercambiador de calor de concha y tubos con un paso en la concha y dos pasos en los tubos. Los valores de F y NTU son 0.95 y 0.17 respectivamente.

Nota: se acepta como válida esta configuración de un paso en la concha a dos pasos en los tubos ya que la eficiencia es muy buena.

- 4) En este caso no podemos suponer que el sistema es agua a agua, pues el producto está concentrado en azúcares reductores. Perry (41) establece que se tome un valor de diseño para el coeficiente global de transferencia de calor (U) para sistemas de soluciones de azúcares o melazas al 50% a agua de $275 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{hm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Entonces el área de la unidad será de $0.60 \text{ m}^2 \cong 6.5 \text{ ft}^2$.

UNIDAD ④

Requerimientos:

Concha: Capacidad calorífica del fluido $348.26 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}^\circ\text{C}$
(C_c)

Temperatura de entrada del fluido 81.3°C (T_1)

Temperatura de salida del fluido 60°C (T_2)

Tubos: Capacidad calorífica del fluido $841.3 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}^\circ\text{C}$ (C_F)

Temperatura de entrada del fluido 21.01°C (t_1)

Temperatura de salida del fluido 29.8°C (t_2)

- 1) $R = 2.4$
- 2) $P = 0.15$
- 3) Según la Figura 2, los valores r y NTU son 0.98 y 0.2 respectivamente.
- 4) El valor de diseño de U se puede asumir igual al utilizado para la unidad (1), es decir, $1100 \text{ K}_{\text{CAL}} / \text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C}$. El área de intercambio necesaria para la Unidad (4) será de $0.15 \text{ m}^2 \approx 1.65 \text{ ft}^2$.

Según Rohsenow, Hartnett y Ganic (45) para poder diseñar un condensador se deben de definir los siguientes puntos:

- 1) Selecciónese el tipo de condensador
- 2) Determínese la carga de calor sobre el condensador
- 3) Fijense las temperaturas del fluido en los tubos y calcule la temperatura logarítmica media
- 4) Estímese un valor para el coeficiente global de transferencia de calor (U_0)
- 5) Calcule el área.

Para nuestro caso en específico se seleccionó un condensador convencional de concha y tubos (de un paso en la concha y un paso en los tubos), de acuerdo a los siguientes parámetros:

- i) Va a existir condensación parcial de un único componente que es vapor de agua
- ii) No existirá subenfriamiento del condensado

- iii) El vapor fluirá horizontalmente por la concha
- iv) El sentido del flujo será en contracorriente, y
- v) Se proveerá desviadores ('baffles') para mejorar el intercambio de calor.

La carga de calor sobre el condensador se calcula según la fórmula:

$$q = U_o A \text{ DELTAT}_{LM}$$

donde: U_o = coeficiente de transferencia de calor
 A = rea del equipo
 DELTAT_{LM} = delta de temperatura logarítmica media

UNIDAD ⑤

Requerimientos:

Concha: Temperatura fluido 109°C

Tubos: Temperatura de entrada fluido 85.4°C

-Temperatura de salida fluido 100°C-

La temperatura logarítmica media se define como:

$$\text{DELTAT}_{LM} = \frac{\text{DELTAT}_2 - \text{DELTAT}_1}{\ln(\text{DELTAT}_2 / \text{DELTAT}_1)}$$

donde:

DELTAT_2 es igual a $(T_{c1} - T_{f0})$

T_{c1} = temperatura entrada fluido caliente

T_{f0} = temperatura salida fluido frío

DELTAT_1 es igual a $(T_{c0} - T_{f1})$

T_{c0} = temperatura salida fluido caliente

T_{f1} = temperatura entrada fluido frío

Numéricamente:

$$\text{DELTA}T_{LM} = (109-100) - (109-85.4)/\ln((109-100)/(109-85.4)) = 15.14^\circ\text{C}.$$

Según Geankoplis (17) se puede estimar el valor de diseño del coeficiente U_0 para condensadores, vapor de agua a agua entre 250-400 Btu/ $^\circ\text{F ft}^2$. Un valor razonable es tomar el promedio entre ambos límites que resulta 1 587.63 $\text{K}_{\text{CAL}}/\text{h m}^2 \cdot^\circ\text{C}$.

Sabiendo que la cantidad de calor intercambiado en la Unidad (5) es de 12 282.98 $\text{K}_{\text{CAL}}/\text{h}$ se calcula el área de acuerdo a:

$$12\ 282.98\ \text{K}_{\text{CAL}}/\text{h} = (1\ 587.63)\ (A)\ (15.14^\circ\text{C})$$

el area resulta en $0.51\ \text{m}^2 \approx \underline{5.51\ \text{ft}^2}$.

UNIDAD (6)

Requerimientos:

Concha: Temperatura fluido 109°C

Tubos: Temperatura de entrada fluido 29.8°C

Temperatura de salida fluido 50°C

$$\text{DELTA}T_{LM} = (109-50) - (109-29.8)/\ln((109-50)/(109-29.8)) = 68.6^\circ\text{C}.$$

Sabiendo que la cantidad de calor intercambiado en la Unidad (6) es de 16 946.11 K_{CAL} /h, se calcula el área tomando el mismo valor para U₀:

$$16\ 946.11\ \text{K}_{\text{CAL}}\ /\text{h} = (1\ 587.63)\ (\text{A})\ (68.6^{\circ}\text{C})$$

el área resulta en 0.16 m² ≈ 1.68 ft².

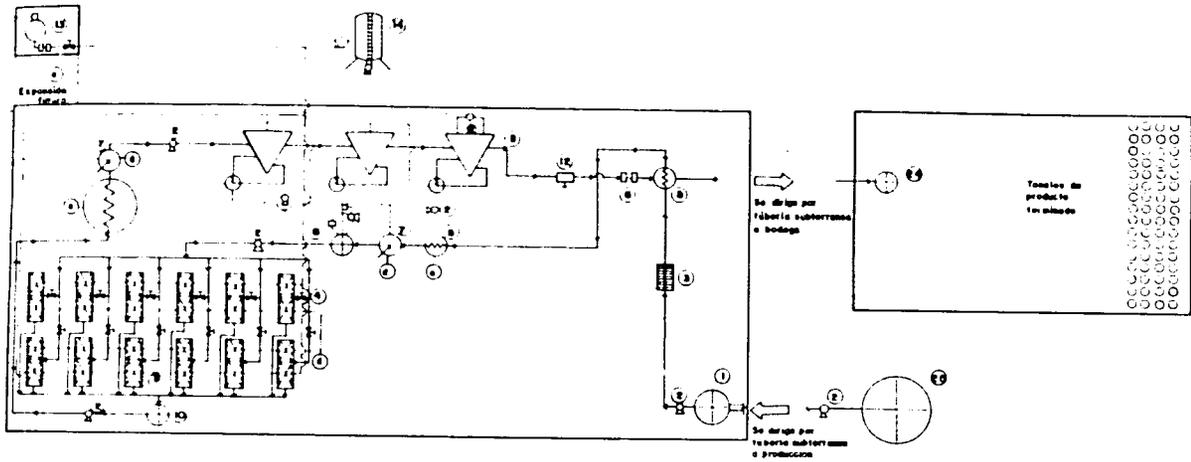
EL TOTAL DE AREA NECESARIA EN LA RED DE INTERCAMBIADORES, ES ENTONCES 37.54 ft².

8.4.4. Análisis económico

Previo a encontrar el costo capital para el proyecto del montaje de una planta productora de mieles invertidas, es conveniente preparar un plano en donde se esquematice la ubicación y colocación del equipo así como se indique el flujo de producto y principales utilidades de apoyo (vapor, agua, etc.). Ver plano en gráfica 7.

El guarapo almacenado se filtra para remover partículas en suspensión, luego se eleva su temperatura a 50°C a través de tres intercambiadores en serie. Se almacena temporalmente para ajuste de pH y luego se distribuye a los seis reactores de columna empacada operando en paralelo. El flujo convertido se pasa a través de dos intercambiadores en serie para llevarlo a la temperatura de alimentación de los evaporadores. Pasa a través del sistema de triple efecto y el producto concentrado se pasa a través de un adsorbedor para remover cualquier color indeseado formado. Después se

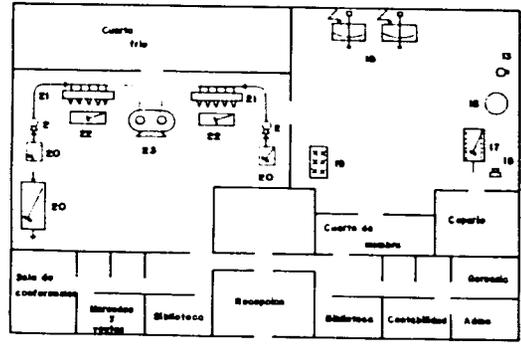
Gráfica 7. Plano planta productora de mieles invertidas de acuerdo a la primera alternativa de proceso



PLANTA DE PRODUCCION

BODEGA

ESC 1:100



ADMINISTRACION Y LABORATORIO

ESC 1:100

NOMENCLATURA

- 1) Tanque de almacenamiento (155m. diametro, 3.10 alto).
- 2) Bomba.
- 3) Filtro.
- 4) Llave de paso.
- 5) Intercambiador de calor.
- 6) Membranas.
- 7) Condensar.
- 8) Tanque agitador, con control de pH y aislamiento.
- 9) Bioreactor de columna empacada.
- 10) Tanque recepción.
- 11) Sistema de evaporadores de triple efecto.
- 12) Bomba reciprocante.
- 13) Caldera.
- 14) Depósito de agua.
- 15) Centrifugas.
- 16) Autoclave.
- 17) Tanque con agitación encaquetado.
- 18) Balanza.
- 19) Fermentador con agitación.
- 20) Tanque con agitación.
- 21) Equipo para inmovilizar levadura.
- 22) Tanque para recolección de perlitos.
- 23) Compresor de aire.
- 24) Tanque (diámetro 1.20m., alto 240cm.)
- 25) Tanque (diámetro 2.5m., alto 5 m.)

Nota: Tanques no a escala.

- a) Retorno a caldera
- d) Drenaje
- — — — — Producto
- · — · — · — Agua servida.
- · — · — · — Agua de servicio
- · — · — · — Vapor
- — — — — Aire comprimido
- — — — — Agua de proceso

ING. C. ROLZ	CONTENIDO DIBUJOS DE UBICACION Y COLOCA- CION DE EQUIPO	ESCALA 1:100
PROYECTO TESIS		DIBUJO NÚMERO DE 1110100
FECHA ENERO 80		

enfria en un intercambiador y se manda a bodega donde es posteriormente envasado.

Para preparar el biocatalítico, una secuencia tentativa de operaciones sería: la levadura se propaga en medios estériles hasta obtener una cantidad de biomasa. Esta se centrifuga y se trata con etanol al 95% por un tiempo dado. Se lava y se mezcla con una solución de alginato al 3.5% en peso. La misma se hace pasar al aparato de inmovilización en donde se forman las perlititas en un baño de cloruro de calcio. Estas se recogen y están listas para ser usadas o almacenarse en un cuarto frío.

El hecho que se esté trabajando con guarapo a soluciones diluidas en sacarosa (10^oBrix) y que resulta un 'caldo' ideal para cualquier crecimiento bacteriano, nos restringe el localizar la planta industrial cerca de un ingenio azucarero. Se menciona un ingenio, pues se asume que de aquí se obtendrá la materia prima para el proceso.

Teniendo esto en mente podemos pensar en almacenar una cantidad de guarapo equivalente a la producción de un día.

Para dimensionar el tanque de almacenamiento requerido para tal propósito y que se identifica con el número (25), seguimos el siguiente razonamiento: 2 147 Kg de sólidos de azúcares reductores $\times 0.95 = 2 040$ Kg de sacarosa sólida. Esto equivale a 20 397 Kg de guarapo al 10% en sacarosa, si tomamos que la densidad del guarapo diluido es igual a la del agua a esa misma temperatura. Entonces necesitaríamos de 20 400 L que aproximadamente equivale a 5 370 galones de

capacidad de almacenaje. Si sobredimensionamos el tanque, a decir un 20%, el volumen de éste sería 5 370 + 1 075 galones = 6 445 galones (24.5 m³).

Asumiendo una geometría cilíndrica para el tanque:

$$24.5 \text{ m}^3 = (\pi/4) (d)^2 (l)$$

Al darle un valor de 2.5 m de diámetro, la altura del tanque sería entonces de aproximadamente 5 m. Esta es una relación de 2:1 en altura:diámetro, que es común.

Para poder determinar un costo aproximado para este tanque utilizamos las correlaciones desarrolladas por Corripio y colaboradores (13). Por medio de fórmulas desarrolladas en computadora es posible obtener el costo con un 30% de exactitud, suficiente para un estudio preliminar. El costo se estima del volumen total del tanque y depende del material de construcción.

De acuerdo a la fórmula $C_T = C_B F_M$, donde

C_T = costo total en dólares a enero de 1982

C_B = equivale a la siguiente expresión:

$$\exp [2.331 + 1.3673 (\ln V) - 0.063088 (\ln V)^2]$$

F_M = equivale a 1, pues se toma como base de construcción acero al carbón

Entonces un tanque de $V = 6 445$ galones, anda alrededor de \$12 968.00.

Como se vio en la gráfica 7 se detalla el posible ordenamiento del equipo dentro del edificio propiamente de producción. Resalta dentro del diagrama: la batería de reactores de columna empacada, el sistema de evaporadores de

triple efecto y la red de intercambiadores de calor arreglada de tal forma que armonice con el flujo de producto dentro de la planta y con el resto del equipo.

Para el equipo que ocurre con más frecuencia, es decir, bombas centrífugas como reciprocantes, tanques de almacenamiento y recepción, tubería y accesorios, es muy difícil en un estudio preliminar entrar a tal grado de detalle para poder especificar cada uno de ellos. Sin embargo de acuerdo a una lógica de flujos se puede someramente llegar a dimensionar los tanques.

Se pensó en tener un tanque, señalado con el número (1) en el plano adjunto, que pudiera tener la capacidad de retener por lo menos seis horas de la producción diaria, con tal de tener la flexibilidad de poder contar con un almacenaje temporal en caso de que ocurriera cualquier desperfecto dentro de la planta.

Seis horas equivalen a 5 100 kg de guarapo al 10% en sacarosa. Si seguimos el mismo razonamiento que para el tanque de recepción de materia prima, la capacidad de esta unidad sería de:

1 340+270 galones (20% sobredimensión) = 1 600 galones (6m^3)

de acuerdo a una geometría cilíndrica para el tanque:

$$6 \text{ m}^3 = (\pi/4) (d)^2 (l)$$

Al darle un valor de 1.55 m de diámetro, la altura del tanque sería entonces de aproximadamente 3.10 m.

Utilizando la correlación desarrollada por Corripio y colaboradores (13), un tanque de 1 600 galones anda por \$7 980.00.

Se ve necesario tener un tanque antes de la entrada a los biorreactores. Señalado con el número (8), este tanque con capacidad de por lo menos una hora de la producción diaria, funcionará para mantener el pH de las mieles, al nivel adecuado para la acción enzimática. Aunque no se indique en el costo, estará equipado con su agitador, sistema de control de pH consistente de una pequeña bomba de recirculación y un tanque conteniendo la solución del ácido a utilizar, además contará con su aislamiento apropiado.

Una hora equivale a 850 kg de guarapo al 10% en sacarosa. La capacidad de esta unidad será entonces 225 + 45 galones (20% sobredimensionamiento) = 270 galones (1 m³).

Asumiendo una geometría cilíndrica para el tanque:

$$1 \text{ m}^3 = (\pi/4) (d)^2 (l)$$

al darle un valor de 0.85 m de diámetro, la altura aproximada del tanque será de 1.70 m.

Las correlaciones desarrolladas por Corripio y colaboradores (13) no son válidas para tanques muy pequeños. Ante tal situación se recurre a las gráficas que presentan Hall y colaboradores (20). En la gráfica 2 de dicho artículo se encuentra una curva en donde se presenta el costo en dólares según la capacidad de tanques verticales,

atmosféricos de acero inoxidable y hasta de 3000 galones de capacidad.

Según dicha figura, un tanque de 270 galones anda costando aproximadamente \$2 500.00.

Se requiere además de un tanque en la salida de los biorreactores, éste está señalado con el número (10). De la misma capacidad que el tanque para control de pH, este tanque servirá como receptor de las mieles invertidas provenientes de los reactores.

El precio de esta unidad será también de \$2 500.00.

En la bodega de producto terminado se requiere de un tanque señalado con el número (24) con capacidad para almacenar la producción de un día. En este caso se estará hablando de jarabe de azúcares reductores al 70%.

2 147 kg de azúcares reductores equivale a 3 070 kg de solución al 70%. En este caso no podemos decir que la densidad de dicha solución sea igual a la del agua. La densidad de mieles de azúcares invertidas al 70% es de 1.4 kg/L (3). Entonces necesitaríamos de 2 195 L que aproximadamente equivalen a 575 galones de almacenaje. Si sobredimensionamos el tanque, a decir, un 20%, el volumen de éste sería 575 + 115 galones = 700 galones (2.7 m³).

Asumiendo una geometría cilíndrica para el tanque:

$$2.7 \text{ m}^3 = (\pi/4) (d)^2 (l)$$

al darle un valor de 1.20 m de diámetro, la altura del tanque sería entonces de aproximadamente 2.40 m.

Utilizando las gráficas que presenta Hall y colaboradores (20) podemos calcular el costo de esta unidad con un 10% de exactitud. El monto para este tanque sube a \$3 500.00.

Cuadro 13. Costo de los tanques para la primera alternativa de proceso

Resumiendo los costos de los diferentes tanques serían:		
Número	Volumen, m ³	Costo, \$
25	24.5	12 968
1	6.0	7 980
8	1.0	2 500
10	1.0	2 500
24	2.7	3 500

El lector recordará que se necesitan de seis biorreactores si se utilizan los parámetros cinéticos obtenidos experimentalmente para cubrir con la demanda diaria.

El catalítico en el reactor tiene una vida útil, disminuyendo su actividad conforme transcurre el tiempo de operación. Esto hará que llegará un momento en donde la conversión ya no sea adecuada y será necesario cargar el biorreactor con nuevo catalítico. Ahora bien, como el proceso es continuo, se pensó en duplicar la batería de biorreactores para mantener seis de ellos siempre trabajando. Cada par de columnas cuenta con sus respectivas llaves de paso para facilitar el flujo de guarapo a la hora que se proceda a limpiar cualesquiera de ellas.

Hall y colaboradores (20) presentan una gráfica en donde es posible obtener el costo en dólares a enero de 1982 con un grado de exactitud del 10% para columnas empacadas hechas de acero al carbón con una sección de empaque equivalente a 4 pies y sostenida por una estructura de hierro de 1.82 m de alto. El costo está en función del diámetro de la columna (en pulgadas).

Para nuestros requerimientos de doce columnas de veinte pulgadas de diámetro y 4.92 pies de alto, el costo aproximado por unidad es de \$5 700. La batería de biorreactores costaría $\$5\,700 \times 12 = \$68\,400.00$.

Los costos para las unidades que componen la red de intercambiadores de calor fueron calculados en base a la correlación hecha por Corripio y colaboradores (13). Estos desarrollaron una fórmula en donde se estima el costo a partir del área de intercambio de calor sin tomar en cuenta detalles de diseño como diámetro de la concha, número y largo de los tubos, etc. Para estudios preliminares la exactitud de ésta sencilla correlación es más que suficiente (aproximadamente un 30%).

La fórmula es la siguiente: $C_E = C_B F_D F_P F_M$

donde: C_E = costo total de la unidad

C_B = costo base para una unidad de acero al carbón con diseño de cabezas flotantes y diseñado para una presión de operación de 100 psig. La expresión es

$$C_B = \exp[8.551 - 0.30863(\ln A) + 0.06811(\ln A)^2]$$

F_D = factor de diseño del tipo de intercambiador. Si es de cabezas fijas.

$$F_D = \exp[-1.1156 + 0.0906(\ln A)]$$

F_p = factor de corrección de la presión de operación

F_M = factor de corrección para materiales de construcción diferentes del acero al carbón

Para la unidad (1) suponemos que no hay necesidad de tener cabezas flotantes, presiones de operación no mayores de 100 psig y construcción en acero al carbón. La fórmula para encontrar el costo total sería entonces:

$$C_E = \exp(8.551 - 0.30863(\ln A) + 0.06811(\ln A)^2) \exp(-1.1156 + 0.0906(\ln A))$$

Dicho intercambiador de calor tiene 22.2 pie² de área de transferencia; de acuerdo a tal fórmula costaría aproximadamente \$2 182.00.

Se sigue el mismo procedimiento para estimar el costo de las restantes unidades que componen la red de intercambiadores de calor.

Para la unidad (4) que tiene 1.65 pie de área de intercambio, el costo aproximado para las mismas especificaciones de diseño sería de \$1 380.00.

Para las unidades (5) y (6) que son los condensadores y que tienen 5.51 y 1.68 pie² de área de transferencia respectivamente, el costo aproximado es de \$1 545.00 para el más grande y \$1 380.00 para el pequeño.

Para la unidad (2) suponemos que se requiere de un diseño distinto pues en la concha va a fluir jarabe de azúcares

invertidos al 70%. Se requiere de un diseño que facilite la limpieza manual pues se advierten serios problemas con soluciones tan viscosas. Tomando un diseño de cabezas flotantes y manteniendo la presión de operación y el material de construcción iguales, la fórmula se reduce a:

$$C_E = \exp(8.551 - 0.30863(\ln A) + 0.06811(\ln A)^2)$$

Dicha unidad cuenta con 6.5 pie² de área, su costo aproximado de \$3 685.00.

EL COSTO TOTAL DE LA RED DE INTERCAMBIADORES DE CALOR A ENERO DE 1982 ASCIENDE A \$10 170.00, distribuido así:

Cuadro 14. Costo de las unidades que componen la red de intercambiadores de calor para la primera alternativa de proceso		
Número	Area, pie ²	Costo, \$
1	22.2	2 181
4	1.65	1 380
5	5.51	1 545
6	1.68	1 380
2	6.5	3 685*
* Intercambiador de cabezas flotantes		

Para poder tener una idea del estimado del costo para el sistema de evaporación utilizamos la correlación que propone Zimmerman y Lavine (53).

Los evaporadores se cotizan dependiendo del área de intercambio de calor. Para aquéllos del tipo de calandria y con superficies de cobre y carcasa de hierro forjado, el costo se calcula así:

$$C_T = (\$22.7/\text{pie}^2) (\text{área total de los tres efectos})$$

El área total para los tres efectos es de 160.62 pie², el costo sin incluir fundiciones especiales, estructuras de soporte, tubería de proceso e interconexiones, escaleras, etc. es de \$3 645.00.

Zimmerman propone:

- i) Agregar \$500/efecto para incluir costos por estructuras de soporte, escaleras, etc.
- ii) Agregar \$1 500/efecto para incluir costos por fundiciones especiales, tubería, etc.

El costo total del sistema excluyendo el eyector es de: \$9 646.00

El eyector se dimensiona según la capacidad y la presión absoluta que debe de mantener en la succión. Para un eyector de una sola etapa con post-condensador incorporado y para mantener un vacío aproximado de 3 pulgadas de Hg y con una capacidad de 180 lb/h de remoción de vapor, su costo aproximado viene siendo de \$560.00 (53). Es importante señalar que la unidad consume 500 kg/h de vapor vivo.

El costo total del sistema de evaporación de triple efecto es de \$10 206.00. Ahora bien, este dato representa el costo del sistema a enero de 1950. Para llevar el costo a enero de 1982, que es la base con la que se ha calculado el resto del equipo, utilizamos el índice de CE Plant Cost Index (8). Si suponemos que la variación en los precios de equipo de proceso no varía significativamente de 1950-1959 como lo es la variación de 1959-1982 entonces tenemos:

$$C_{1982} = (\$10\ 206) (314/100)$$

tomamos como base 100 para enero de 1959.

$$C_{1982} = \$32\ 000$$

este costo se puede asumir con un 30% de exactitud.

El costo del equipo para generar vapor se dimensiona de acuerdo a la demanda de vapor en la planta. La demanda se desglosa así:

- Consumo de vapor en los condensadores: 120.8 lb/h
- Consumo de vapor en calandria del primer evaporador:
755.63 lb/h
- Consumo de vapor en el eyector: 1 100 lb/h

El consumo promedio de vapor en la planta es de 1975 lb/h. Si tomamos un colchón del 25%, el consumo máximo de vapor sería de aproximadamente 2500 lb/h. Se selecciona una caldera pirotubular para una capacidad máxima de generación de vapor de 3000 lb/h. Presión de operación hasta 200 psi y que trabaje a base de bunker.

Zimmerman (53) establece una correlación para hallar el precio de una caldera en función de su tamaño:

$$C_T = (\$2.40/\text{lb/h vapor producido}) (3000 \text{ lb/h vapor producido})$$

$$C_T = \$7\ 200.00$$

Este precio a enero de 1950 puede corregirse para enero de 1982:

$$C_{1982} = (\$7\ 200) (314/100) = \$22\ 608.00.$$

El costo para una caldera pirotubular es de \$22 608 con una exactitud de más o menos 30%.

Nota: este precio no incluye auxiliares a planta generadora de vapor; éstos serian bombas de agua y combustible, plantas de tratamiento de agua, líneas de vapor y aislamiento.

Se resume en el siguiente cuadro el listado del equipo que compone la infraestructura de proceso de la planta:

Cuadro 15. Listado del equipo que compone la infraestructura de proceso para la primera alternativa		
	Costo total \$	Desviación en la estimación
I. Tanques	29 448	7 134
II. Intercambiadores de calor	10 172	3 053
III. Reactores	68 400	6 840
IV. Sistema de evaporadores	32 050	9 615
V. Calderas	22 608	6 782

El costo total del equipo asciende a \$160 678 con un grado de exactitud de más o menos \$33 424.

El costo del equipo para enero 1988, que es la fecha más reciente de la cual se pudo obtener los índices de la CE Plant Cost Index (8):

$$C_{1988} = (\$160\ 678)(342.5/314.0) = \$175\ 265.00$$

El precio FOB del equipo USA es \$175 265. Se puede estimar más o menos un 10% en conceptos de flete marítimo, seguros y demás gastos de importación. El precio CIF del equipo estimado en Guatemala es de US\$192 790. Quetzalizando este monto y tomando como referencia (1US\$=Q2.80) el total suma Q.540 000.

Los impuestos de importación se calculan así:

- 5% por concepto de arancel según el acuerdo centroamericano de tratado de aduanas
- 4% pago obligatorio.

El monto del impuesto es del 9%. El costo del equipo con impuestos es de Q.588 600. A este dato hay que agregarle el impuesto del valor agregado IVA que es 7%:

$$Q.588\ 600 + Q.41\ 202 = \boxed{Q.630\ 000.00}$$

Este es el costo total de la inversión en equipo principal.

Para estudios preliminares, el método más sencillo para encontrar los costos de capital fijo es el que propone Lang (21) y se estima por medio de un factor que varía dependiendo de la naturaleza del proceso de la planta:

$$C_{fc} = f_l \Sigma C_{eq}$$

De aquí el costo fijo (C_{fc}) se encuentra al multiplicar la suma del total del costo del equipo (ΣC_{eq}) por 3.10 si se procesan sólidos en la planta; 3.63 si es una combinación de proceso con sólidos y líquidos y 4.74 si es un proceso que involucre líquidos.

Se han hecho varios intentos por desglosar el factor de Lang a una serie de factores que representen con mayor claridad el tipo de planta y la naturaleza del proceso. El que más aceptación ha tenido es aquél que sugiere Chilton (10). La fórmula para encontrar el costo fijo se describe como:

$$C_{fc} = \phi_1 \phi_2 \phi_3 \Sigma C_{eq}$$

El factor ϕ_1 se usa para convertir los costos del equipo puesto en planta a costos de equipo instalado. Para plantas que involucren procesos con líquidos, como es nuestro caso, Chilton sugiere utilizar un valor adecuado de 1.15 para representar el factor para costos de instalación.

Los restantes factores ϕ_2 y ϕ_3 se evalúan de acuerdo a:

$$\phi_2 = 1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5$$

$$\phi_3 = 1 + f_6 + f_7$$

Los subfactores f tienen diferentes valores de acuerdo a las diferentes condiciones que representan y que se detallan según:

- i) f_1 representa el factor para costos de tubería, bombas y accesorios. Se tomó un valor de 0.2. Esto significa que los costos por tubería y bombas representan un 20% del costo total del equipo.
- ii) f_2 representa el factor para costos de instrumentación. Se tomó un valor de 0.08.
- iii) f_3 representa el factor para costos de construcción de edificios. Para construcción no se utilizó ningún factor pues se calcularon los costos de acuerdo a valores promedios de construcción reportados en Guatemala. Para bodegas el costo aproximado es de Q.200.00/m² y Q.250.00/m² para oficinas.
- iv) f_4 representa el factor para costos de facilidades. Entiéndase subestación eléctrica, depósito de agua, ceparío y cuarto frío, cuarto de siembra y microbiología, laboratorio de inmovilización, pozo de

- agua y bomba submergible, auxiliares a planta generadora de vapor, etc. Se tomó un valor de 0.6.
- v) f_5 representa el factor para costos de líneas de transmisión. Es decir, líneas de vapor, electricidad y aguas de proceso, desecho, etc. Se tomo un valor de 0.2.
- vi) f_6 representa el factor para costos de ingeniería y construcción, tales como honorarios de ingenieros constructores, subcontratistas y asesores técnicos, planos, salarios de supervisores y demás personal indirecto, imprevistos, etc. Este rubro en Guatemala no es tan alto como en otros países industrializados. Se tomo un valor de 0.25.
- vii) f_7 representa el factor que relaciona el costo total contra contingencias en tecnología tanto como en proceso. Ya que es un proceso nuevo, se tomó conservadoramente un valor relativamente alto 0.40.

Con estos datos se puede elaborar un cuadro en donde se muestren los elementos que componen la estructura del costo de inversión, que a continuación se muestra:

Cuadro 16. Inversión de costos fijos, planta productora de mieles de azúcares invertidas	
Capacidad máxima: hasta el 40% del mercado cubierto 2 147 kg de sólidos diarios y 3 067 kg de solución al 70%	
	Q.
Costo del equipo FOB	490 742
Costo del equipo CIF	539 812
Impuestos	89 802
Terreno (a)	30 100
Inventario de toneles (b)	66 736
Instalación (\emptyset_1)	88 302
Instrumentación (f_2)	47 094
Edificios (c)	93 500
Tubería, depósito de agua, bombas y accesorios (f_1)	117 736
Electricidad (d)	89 584
Tubería de vapor. Accesorios y aislamiento. Preparación planta generadora de vapor (e)	101 358
Equipo de laboratorio de microbiología, control de calidad y planta de inmovilización (f)	280 000
-Costo físico	1 503 088
Ingeniería y construcción (f_6)	147 170
-Costo directo	1 650 258
Contingencias (f_7)	235 471
-Inversión fija	1 885 729
Capital de trabajo (g)	138 772
Arranque planta (h)	46 257
	185 029
INVERSION TOTAL	2 070 758

Explicación de las notas de pie:

- (a) Se tomó como área de terreno el doble del área construida, es decir 860 m². El m² en la región de Escuintla tiene un valor de Q.35. Dato proporcionado por la sección de Catastro de la Municipalidad de Escuintla.

- (b) La producción diaria de mieles invertidas al 70% es de aproximadamente 580 galones. Se necesitan de 11 toneles de 55 galones para almacenar la producción diaria. Si suponemos que se cuenta con una política de retorno y se compra el inventario necesario para almacenar la producción de tres meses, se incurrirá a la compra de 990 toneles a Q.67.41/unidad. Precio proporcionado por una industria líder en el campo de venta de toneles para uso industrial en Guatemala.
- (c) De acuerdo al plano de dimensiones de la planta, se necesitan de 280 m² de bodegas y 150 m² de oficinas. Siendo un total de 430 m² de área construida.
- (d) El costo total de electricidad lo comprende la preparación de la subestación eléctrica y las líneas de transmisión. Se tomó un 45% del monto total del factor f₅ y un 10% del monto total del factor f₄.
- (e) El costo de líneas de vapor se tomó como un 55% de la suma total del costo que presenta el factor f₅ y se agregó un 10% del costo total del factor f₄ para incluir la preparación de la planta generadora de vapor (equipo auxiliar).
- (f) El equipo de laboratorio que incluye cuarto frío, cuarto de siembra, cepario, control de calidad e inmovilización, se tomó como un 80% del total del costo que presenta el factor f₄ que son costos para facilidades.
- (g) Se tomó como tres meses de los costos directos de operación (ver más adelante).
- (h) Se tomó como un mes de los costos directos de operación (ver más adelante).

Se presenta el cuadro que muestra la estructura del costo para el precio de venta por kg de sólidos como de solución al 70%:

Cuadro 17. Costo total de manufactura, producción de mieles de azúcares invertidas				
Ventas anuales: 644 100 kg de sólidos anuales 920 143 kg de solución al 70% al año				
I. Costos directos	Unidad/día	Q/año	Q/kg	%Costo
MATERIA PRIMA				
1*. Mieles de caña, kg (base seca)	2 040	141 026	0.219	0.1163
2. Catalítico inmóvil, ml	59 307	35 584	0.0552	0.0294
3. Toneles de 55 gal unidad	2.75	55 613	0.0863	0.0459
		232 223		
SERVICIOS				
4. Vapor		182 595	0.2835	0.1506
5. Electricidad		16 000	0.0248	0.0132
6. Agua		1 211	0.0019	0.001
		199 806		
MANO DE OBRA				
7. turno 1		18 000	0.0279	0.0148
turno 2		18 000	0.0279	0.0148
turno 3		18 000	0.0279	0.0148
SUPERVISION				
8. Supervisión		5 400	0.0084	0.0045
MANTENIMIENTO				
9. Mantenimiento		45 258	0.0703	0.0373
Implementos de planta		11 314	0.0176	0.0093
		115 972		
Total de Costos Directos		548 001	0.8508	0.452
II. Costos Indirectos				
10 Prestaciones laborales		16 440	0.0255	0.0136
11. Fondo de Indemnización		7 440	0.0116	0.0061
12. Indirecto General		5 800	0.0090	0.0048
Total de Costos Indirectos		29 680	0.0461	0.0245

.../

III. Costos Fijos			
13. Depreciación equipo	196 502	0.3051	0.1621
13. Depreciación edificio	24 524	0.0381	0.0202
14. Seguro e impuesto	4 414	0.0069	0.0036
15. Administración	105 600	0.1639	0.0871
16. Interés sobre Capital fijo	282 860	0.4392	0.2333
16. Interés sobre Capital de Trabajo	20 816	0.0323	0.0172
	634 716		
Total de Costos Fijos	634 716	0.9855	0.5235
COSTO TOTAL DE MANUFACTURA	1 212 397	1.88	1.000
* Ver explicación de todas las notas numerales más adelante.			

Para encontrar el costo por kg de sólidos dividimos el costo de manufactura por las ventas anuales. De aquí:

$$Q.1\ 212\ 397 / 644\ 100\ \text{kg} = \boxed{Q.1.88/\text{kg}}$$

De igual forma se procede para calcular el costo por kg para la solución al 70% en sólidos.

$$Q.1\ 212\ 397 / 920\ 143\ \text{kg} = \boxed{Q.1.32/\text{kg}}$$

El precio del kg de lo que se conoce como glucosa líquida en Guatemala es de Q.1.06 (34). El impacto en los EEUU de los edulcorantes con altos contenidos de fructosa ha sido grande, en Español reciben el nombre de jarabes de isoglucosa, conocidos generalmente como HFCS al 42% de fructosa y también al 55% de fructosa. Estos serían los principales competidores de las mieles de azúcares invertidas. Según dato proporcionado por la CPC Intl. (Corn Products Corporation) (12) la libra en base húmeda del

jarabe HFCS-42- que contiene 42% de fructosa y 70% de sólidos, es de \$0.1656.

Esto equivaldría a Q.1.02/kg (al cambio actual de 1US\$=Q.2.80), sin incluir flete, seguro marítimo e impuesto.

Es interesante notar que a pesar que la planta esté trabajando a una capacidad del 40% del mercado cubierto, se obtenga ya un precio de venta competitivo. De todos es conocido que una planta se hace más eficiente a medida que su volumen de producción aumente. Además es importante señalar que dentro de la estructura del costo, el renglón de costos fijos ocupe más del 52%. A medida que se amorticen los intereses sobre el capital fijo y de trabajo y se deprecie el equipo, se podrá pensar en eliminar estos renglones del costo de manufactura y de esta forma abaratar más el producto.

Explicaciones de notas numerales:

- ① Se requieren de 2 040 kg de sacarosa para satisfacer la demanda diaria de mieles invertidas. Una tonelada de caña contiene aproximadamente en base seca, 12.5% en peso de sacarosa. Si asumimos que se tiene un 8% en pérdidas durante los pasos de molienda y extracción, se necesitarán de 17.74 toneladas al día, que viene siendo 5 322 al año. El precio de la tonelada de caña establecido por la Asociación de Azucareros para la zafra del año 1989 fue de Q.26.50/ton. Si asumimos que el ingenio no le agrega un porcentaje por procesar el guarapo, el total al año de mieles de caña en base seca es de Q.141 026.

2. El volumen de empaque se calcula sabiendo la fracción de volumen vacío en el reactor como el diámetro de la columna, y la altura de la sección de empaque, de acuerdo a:

$$\begin{aligned} V_{\text{EMPAQUE}} &= 0.6(\pi/4(20^2))(48) \\ &= 9\,048 \text{ plg}^3 \times (2.54 \text{ ml/plg})^3 \\ &= 148\,266.67 \text{ ml por biorreactor} \end{aligned}$$

El volumen de perlitas requerido para ocupar seis biorreactores es de 889 600 ml. Se observó de la experiencia a nivel laboratorio que el volumen que ocupan las perlitas es la mitad del volumen inicial de suspensión. Entiéndase por suspensión la solución de levadura pretratada más el alginato:

$$V_{\text{SUSPENSION}} = 1\,779\,200 \text{ ml que se dividen así:}$$

50% de alginato al 3-4% peso/peso = 889 600 ml
 50% de solución de levadura a una concentración de 12.5 mg de levadura seca/ml = 889 600 ml

De acuerdo al volumen de alginato se necesitarán de 35.6 kg de dicha sal a un costo de Q.50/kg (proporcionado por la compañía Kelco). El costo total de Q.1 780. De acuerdo al volumen y concentración de la solución de levadura se necesitarán de 24.5 lb de levadura seca a un precio de Q.1.28/lb (este dato se tomó únicamente para ejemplificar los posibles costos de catalítico y corresponde al precio por libra de la levadura de panificación en el mercado. En una eventual planta industrial se estará produciendo la biomasa de levadura a partir de cepas). El costo total de Q.31.35. Entonces un lote de 889 600 ml de perlitas anda en Q.1 810. El precio por ml de catalítico es de Q.0.002. Se mencionó anteriormente en el trabajo el hecho de establecer la vida media del catalítico. Existen ciertas discrepancias en la literatura (39) sobre este hecho y como se mencionó, el ingeniero de planta debía de seleccionar entre dos alternativas (i) aumentar el tiempo de reemplazo del catalítico subiendo los costos de inmovilización, o (ii) disminuir dicho tiempo sacrificando la productividad pero manteniendo los costos de inmovilización bajos. Como en nuestro caso se puede observar que dichos costos no son muy altos como lo serían al utilizar enzima pura, el autor estableció un tiempo de 15 días como límite para reemplazar el catalítico de las columnas.

Al fijar dicho periodo de vida útil del catalítico se deduce que se necesitarán de 59 307 ml diarios a un costo anual de 59 307 ml x Q.0.002/ml x 300 días = Q.35 584/año.

3. Si no se contara con una política de reciclaje de toneles, se necesitarían de 3 300 toneles al año. Como se toma que la tasa de retorno de toneles será del 75%, en otras palabras se tendrán que reponer 825 toneles anuales a un costo de Q.55 613.

4. El consumo promedio de vapor en la planta es de 1 975 lb/h. Si suponemos el calor sensible, despreciable comparado con el calor latente, entonces se necesitarán 1.8936×10^6 Btu/h para generar esta cantidad de vapor. tomando el valor calorífico para el bunker como 138 000 Btu/gal (Heating value of Fuel Oil No. 1 tomando de Zimmerman y Lavine) (53) podemos calcular fácilmente el consumo diario en galones de bunker como sigue:

$$\begin{aligned} \text{galones de bunker diarios} &= (1.8936 \times 10^6) (24) / 138\ 000 \\ &= 329 \text{ galones diarios} \end{aligned}$$

Como las calderas de este tamaño generalmente operan a un 80% de eficiencia, el consumo diario será de entonces 411 galones. El costo del galón de bunker (dato proporcionado por el Ministerio de Energía y Minas), es de Q.1.48. Los costos anuales serán de:

$$411 \text{ gal/día} \times 300 \text{ días} \times \text{Q.1.48/gal} = \text{Q.182 595}$$

5. El consumo mensual promedio de una empresa pequeña-mediana en Guatemala es de 8 000-10 000 Kw-h. Este dato se obtuvo de un promedio del consumo anual de varias fábricas de diferentes sectores industriales en la ciudad capital. El precio del Kw-h en Escuintla es de Q.0.16 (dato proporcionado por EEGSA). Los costos anuales serán:

$$(\text{Q.0.16}) (10\ 000) (10 \text{ meses operación}) = \text{Q.16 000}$$

6. Zimmerman y Lavine (53) establecen que el costo por 1000 galones de agua de proceso no tratada es de Q.0.05 y Q.0.10 por agua tratada; esto es si utiliza de pozo propio. El mayor consumo de agua se tiene para generar la producción de vapor en la planta. Si a la capacidad nominal de la caldera que es de 1500 lb/h de vapor producido le sumamos un colchón, de decir 50% de agua extra, el consumo por hora de agua es de 270 gal/h. El lector podrá verificar en el diagrama de distribución de la planta que se cuenta con un flujo de 295 gal/h de agua que se recupera del sistema de evaporadores y que se decidió recircular a las calderas. Si tomamos que el consumo de agua para limpieza de la planta es un 20% del agua que se necesita para producir vapor y la

cantidad de agua para laboratorio y oficinas es un 7% de este valor. El consumo de agua se desglosa así:

1 944 000 galones al año de agua tratada
524 880 galones de agua no tratada

El costo que establece Zimmerman (53) es para 1950, si utilizamos el índice de Marshall y Stevens (8) para equipo y servicios (base 1929-100):

Costo agua no tratada = $C_{1988} = (0.05)(813.6/148) =$
Q.0.27/1000 galones
Costo agua tratada = $C_{1988} = (0.10)(813.6/148) =$
Q.0.55/1000 galones

El costo anual de consumo de agua se calcula así:

1 944 miles gal/año x Q.0.55/mil gal = Q.1 069.00
525 miles gal/año x Q.0.27/mil gal = Q. 142.00
Q.1 211.00

7. Holland (21) propone que se utilice la siguiente fórmula para calcular los requerimientos de mano de obra:

$$\log_{10}Y = 0.783\log_{10}X + 1.252 + B$$

donde:

Y = mano de obra directa en horas-hombre/
paso de procesamiento-ton
X = capacidad planta en ton/día
B = factor dependiendo de la naturaleza de
la planta; para aquéllas que procesan
fluidos use -0.167

De aquí se obtiene que se requieren de 22.12 horas-hombre/paso de procesamiento-ton.

La distribución del personal se podría hacer de acuerdo a los pasos del proceso críticos, mencionamos:

- i) reacción catalítica (reactores)
- ii) evaporación
- iii) planta generación de vapor
- iv) laboratorio de inmovilización
- v) microbiología

De acuerdo al número de pasos de procesamiento (cinco) y a la capacidad de la planta (en kg de sólidos) se determina que se necesitan de 237 horas-hombre por día. Si suponemos tres turnos de 8 horas cada uno, se requerirán de 10 hombres por turno que tentativamente se podrían distribuir así:

- cinco en edificio de producción
 - dos en planta generadora de vapor
 - tres en laboratorio de inmovilización y microbiología
- El salario mínimo en Guatemala es de Q.180/mes para el interior del país. De aquí los costos anuales por mano de obra son:

$$(30 \text{ hombres}) \times (\text{Q.180/mes}) \times (10 \text{ meses}) = \text{Q.54 000}$$

8. Supervisión se puede estimar como un 10% de los costos anuales de mano de obra directa.

9. El mantenimiento se puede estimar como un 3% de la inversión fija. Lo cual desglosado representa un 20% en implementos de planta (grasas, lubricantes, etc.) y el resto en repuestos de equipo, mano de obra (Ingeniero Mecánico, Mecánico de turno y su Ayudante).

10. Las prestaciones laborales incluyen: 6% de pago al IGSS, 1% de pago al INTECAP y Q.1/millar de pago al IRTRA. Así como un aguinaldo correspondiente a un mes de sueldo por año trabajado y vacaciones pagadas por 15 días. La planilla por turno de personal de producción es:

- 10 hombres con un sueldo de	Q.180/mes
- 1 supervisor con un sueldo de	Q.250/mes
- 1 mecánico con un sueldo de	Q.250/mes
- 1 ayudante con un sueldo de	<u>Q.180/mes</u>

$$\text{Q.2 480/turno} \times 3 \text{ turnos} = \text{Q.7 440 /mes}$$

Los costos anuales de las prestaciones suman:

. IGSS:	Q.4 460.00
. INTECAP:	Q. 744.00
. IRTRA:	Q. 74.40
. Aguinaldos:	Q.7 440.00
. Vacaciones:	<u>Q.3 720.00</u>
	Q16 440.00

11. Se toma como un mes por año trabajado.

12. Este término se refiere a: control de calidad, transporte para empleados, mantenimiento carreteras y servicios de comunicación, facilidades de recreación, cafetería, servicios sanitarios y conserjería, etc.

Se estima como un 5-10% de mano de obra directa, supervisión, mantenimiento e implementos de planta.

13. Del Decreto 59-87 Organismo Legislativo "Ley del Impuesto sobre la Renta" capítulo 7, artículo 20, establece el porcentaje anual máximo de depreciación de equipo en 20 y 5% para edificios.

Para equipo se tomó el monto del valor CIF + impuestos + instrumentación + inventario toneles + equipo de laboratorio, que suma un total de Q.982 510.00. Para edificios se tomó en cuenta tanto instalaciones físicas como tubería, electricidad, instalación, preparación líneas de vapor, etc., esto suma Q.490 480.00.

14. Conforme el artículo 11 de la Ley de Impuesto Unico sobre Inmuebles, se establecen las tasas y escalas de acorde a: si el valor inscrito sobrepasa los Q.70 000.00 aplíquese una tasa de 9 por millar. El impuesto sobre un inmueble valuado en Q.490 480.00 será de Q.4 414.00 anuales.

15. Este rubro está compuesto por los salarios de empleados que no tienen relación alguna con producción y con los gastos de administración y oficina y que representan un 10% del costo del personal administrativo (servicios de comunicación, mantenimiento y reposición de mobiliario de oficina, etc.). Se calcula así:

Personal Gerencial:

. Gerente General devengando	Q.30 000/año
. Ingeniero de Planta devengando	Q.24 000/año
. Químico Microbiólogo devengando	Q.18 000/año
. Secretaria Gerencial devengando	Q. 7 200/año
. Recepcionista devengando	Q. 3 600/año
. Contador devengando	Q. 6 000/año
. Personal de oficina (2) devengando	<u>Q. 7 200/año</u>
	Q.96 000/año

El costo de los gastos de oficina serán de Q.9 600/año, haciendo un total para gastos de administración de Q.105 600/año.

16. A una tasa del 15% de interés anual.

8.5 Diseño a altas concentraciones (40%)

Como se explicó en el inciso 8.3, el proceso en estas condiciones consiste en la concentración del guarapo desde 10 hasta una concentración de un 40%, luego su inversión en reactores continuos y finalmente su concentración final hasta un 70%.

La operación del reactor a 40% de sacarosa implicaría ventajas de operación ya que habría menos riesgo de contaminaciones, sin embargo dado que la velocidad de reacción está inhibida por el substrato, es más baja, por lo que el volumen de los reactores tendría que ser mayor para mantener la misma productividad.

Como antes se hizo, el análisis de esta nueva alternativa consistirá en el diseño de las principales piezas de equipo, los biorreactores continuos de lecho empacado, los dos sistemas de evaporación y la red de intercambiadores de calor.

8.5.1. Reactores

Los modelos cinéticos de inhibición por substrato generalmente incluyen una constante adicional para describir este fenómeno. En el caso de Michaelis-Menten:

$$-r_a = V_{MAX} Ca / (Ca + Km + ((Ca)^2 / Ki)) \quad (2)$$

en donde las constantes V_{MAX} y Km tienen los significados anteriores y Ki es la nueva constante de inhibición. Este modelo ha sido apoyado corrientemente en la literatura técnica (36).

De los datos experimentales cinéticos obtenidos en la región de inhibición de substrato y que son aquéllos obtenidos con concentraciones iniciales de 15 y 20%, deben de obtenerse el valor de los parámetros del modelo anterior.

El método integral de análisis no puede emplearse en este caso ya que la ecuación del modelo de inhibición no tiene una integral definida.

Es necesario emplear el método diferencial ya sea con regresión lineal o no lineal. De todas formas el primer paso consiste en obtener el valor de los diferenciales. Para esto de nuevo se empleó el método de Le Duy y Zajic (52). Se tomaron once puntos del cuadro 2, y siete puntos del cuadro 3, además de los valores iniciales y se ajustaron a mano las curvas, a través de ellos (ver gráfica 8). De dichas curvas se tomaron cada diez minutos valores del substrato residual y en dichos puntos se estimaron el valor de las diferenciales. Se obtuvo los resultados siguientes:

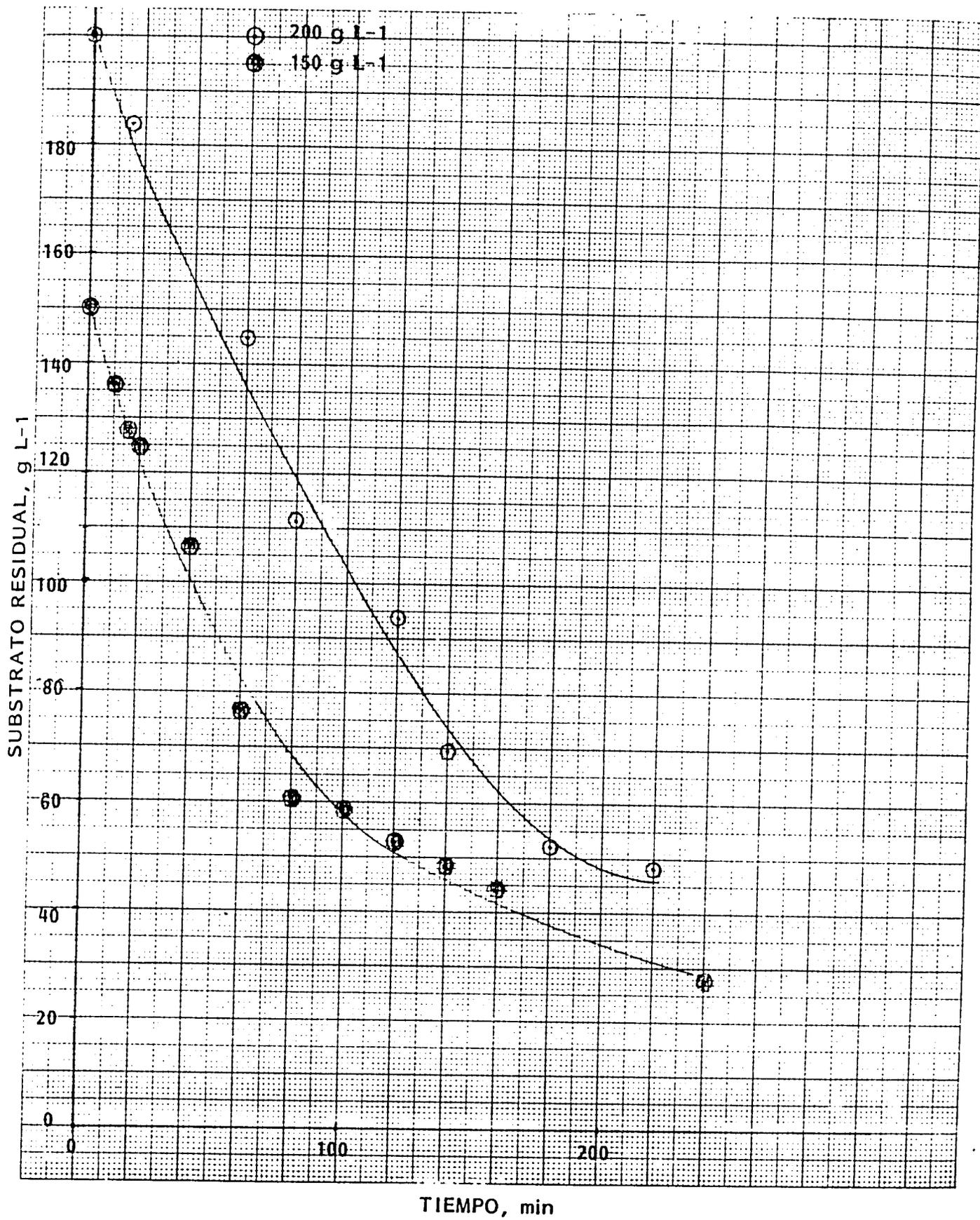
Cuadro 18. Valor de las diferenciales para puntos en la curva de solución con concentración inicial al 15%

Punto	Tiempo	S residual	ds/dt
1	0.0001	150.0000	-1.45
2	10.0000	135.5000	-1.38
3*	20.0000	122.3000	-1.27
4	30.0000	110.0600	-1.04
5*	40.0000	101.0000	-0.94
6	50.0000	91.3000	-0.91
7	60.0000	82.7000	-0.79
.8	70.0000	75.4000	-0.71
9	80.0000	68.5000	-0.62
10	90.0000	63.0000	-0.52
11*	100.0000	58.0000	-0.45
12	110.0000	53.9000	-0.35
13*	120.0000	51.0000	-0.28
14	130.0000	48.2000	-0.25
15	140.0000	46.0000	-0.22
16	150.0000	43.8000	-0.22
17	160.0000	41.5000	-0.21
18	170.0000	39.6000	-0.18
19*	180.0000	37.9000	-0.13
20	190.0000	37.0000	-0.18
21*	200.0000	34.2000	-0.21
22	210.0000	32.8000	-0.16
23	220.0000	31.0000	-0.18

Cuadro 19. Valor de las diferenciales para puntos en la curva de solución con concentración inicial al 20%

Punto	Tiempo	S residual	dS/dt
1	0.0000	200.0000	-1.30
2	10.0000	187.0000	-1.27
3*	20.0000	174.5000	-1.12
4	30.0000	164.3000	-0.99
5*	40.0000	154.7000	-0.96
6	50.0000	145.0000	-0.94
7	60.0000	135.8000	-0.87
8	70.0000	127.5000	-0.85
9	80.0000	118.7000	-0.83
10	90.0000	110.8000	-0.79
11*	100.0000	102.8000	-0.80
12	110.0000	94.7000	-0.78
13*	120.0000	87.2000	-0.73
14	130.0000	80.0000	-0.68
15	140.0000	73.6000	-0.62
16	150.0000	67.6000	-0.58
17	160.0000	62.0000	-0.52
18	170.0000	57.2000	-0.44
19*	180.0000	53.2000	-0.33
20	190.0000	50.5000	-0.26
21*	200.0000	48.0000	-0.18
22	210.0000	46.8000	-0.10
23	220.0000	46.0000	-0.08

Gráfica 8. Reducción de sacarosa en función del tiempo para solución con concentración inicial del 15 y 20%



Es posible arreglar algebraicamente el modelo de inhibición para que por una regresión lineal puedan estimarse el valor de los tres parámetros (14). Sin embargo, el método emplea valores de velocidades iniciales estimadas para varias pruebas experimentales de diferente concentración inicial de substrato. No puede tomarse una curva entera de los cambios de substrato residual vs el tiempo. Por lo tanto en este caso, con sólo dos velocidades iniciales no es posible emplear esta metodología.

Lo que se hizo fue estimar el valor de los tres parámetros para puntos experimentales escogidos empleando el algoritmo 'simplex' de regresión no-linear. Se escogieron seis puntos por curva, dos al inicio, dos en medio y dos al final; los mismos se encuentran marcados con asterisco.

Los valores iniciales para iniciar el algoritmo fueron:

$$V_{MAX} = 1.5 \text{ g/L min}$$

$$K_H = 100 \text{ g/L}$$

$$K_i = 300 \text{ g/L}$$

Los valores promedio para los tres parámetros fueron:

$$V_{MAX} = 1.5 \text{ g/L min}$$

$$K_H = 97 \text{ g/L}$$

$$K_i = 333 \text{ g/L}$$

Con estos valores se resolvió el modelo de inhibición siguiente empleando el logicial POLYMATH:

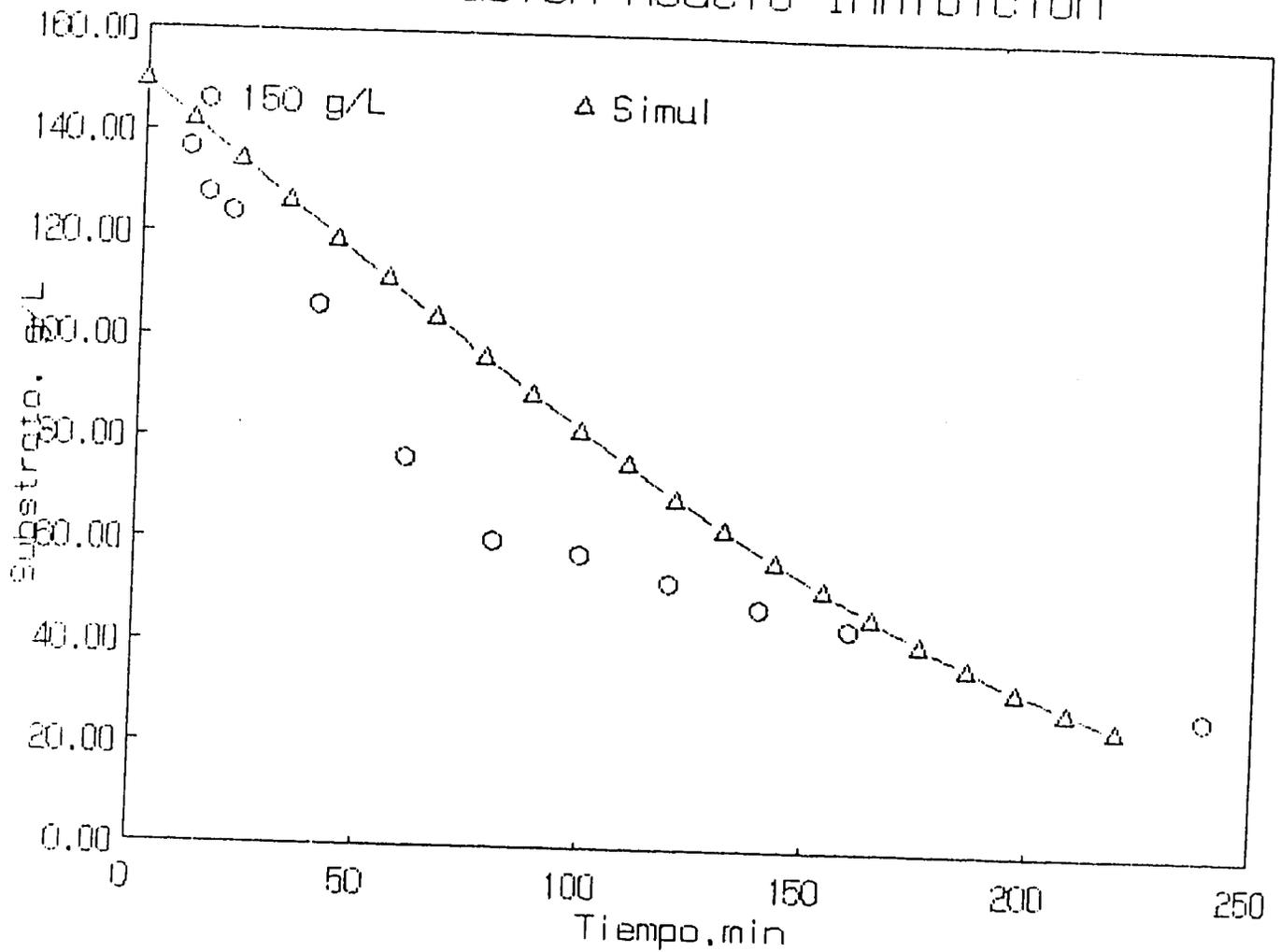
$$-r_a = -1.5 * C_A / (C_A + 97 + ((C_A)^2 / 333))$$

Los resultados de la simulación de dicho modelo se comparan con los datos experimentales en las gráficas 9 y 10. Puede

Gráfica 9. Comparación de datos para modelo inhibición
contra los experimentales al 15%

INVERSION SACAROSA

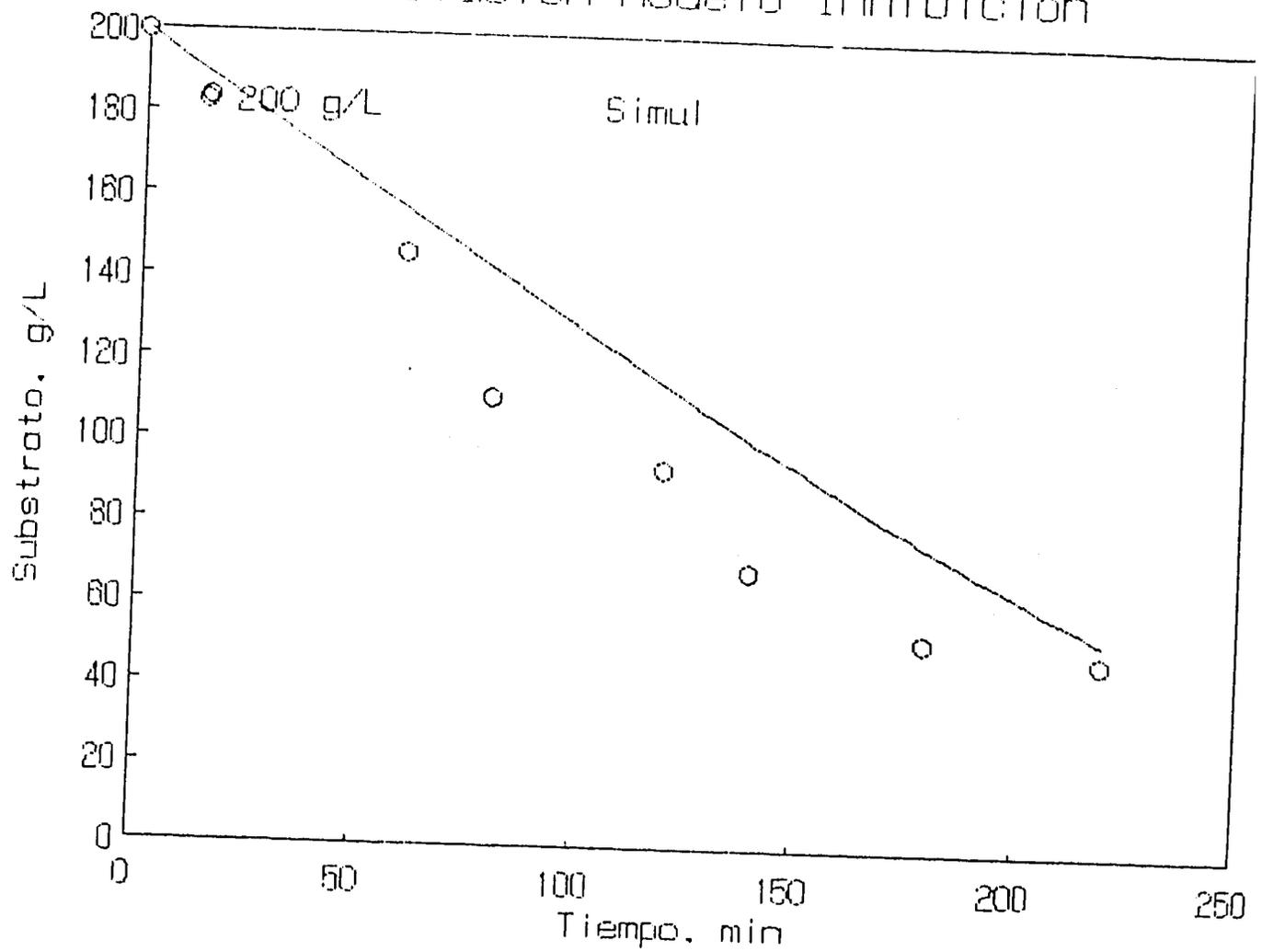
Simulación Modelo Inhibición



Grafica 10. Comparación de datos para modelo inhibición
contra los experimentales al 20%

INVERSION SACAROSA

Simulación Modelo Inhibición



observarse que aunque el modelo predice aproximadamente el valor final del substrato residual, el ajuste no es bueno. Esto no necesariamente implica que el modelo no sea el adecuado; las discrepancias anteriores pueden deberse a fenómenos de difusión y transferencia de masa externa en el sistema que enmascaran los efectos cinéticos.

Aún con estas limitaciones el modelo de inhibición con los valores de los parámetros encontrados podría usarse en la ecuación de operación de un reactor de flujo de pistón ideal. Con dicha substitución se generaría una ecuación diferencial que relaciona el volumen requerido de reactor para una conversión dada. Sin embargo de nuevo se tropieza con el problema que dicha ecuación diferencial no tiene una solución analítica por lo que su resolución tendría que aproximarse por métodos numéricos.

Convendría preguntarse entonces si no habrían modelos cinéticos más sencillos algebraicamente que se ajustaran a los datos experimentales, aunque fueran modelos de parámetros 'globales' ('lumped parameters') o parámetros que mezclaran los efectos cinéticos y de transporte en una sola cifra.

Se ensayaron los dos modelos cinéticos más sencillos, i.e. de orden cero y de primer orden respectivamente:

$$-r_A = k \quad (3)$$

en donde: $k = g/L \text{ min}$

$$-r_A = kC_A \quad (4)$$

en donde: $k = \text{min}^{-1}$.

De los dos, el de primer orden fue el mejor y sorprendentemente su ajuste fue muy adecuado, como se muestra en las gráficas 11 y 12. El valor de la constante k para las dos concentraciones fue de:

S_0 , g/L	k , min^{-1}	R2 de ajuste
150.0	7.24×10^{-3}	0.96
200.0	7.00×10^{-3}	0.98

El ajuste parece mejorar a la mayor concentración de substrato inicial. Esto favorece el modelo pues de estos datos es necesario extrapolar su valor para una concentración inicial del 40% de sacarosa.

La extrapolación se haría en forma semilogarítmica según el modelo de primer orden. El valor que se obtiene es el de $6.05 \times 10^{-3} \text{ min}^{-1}$.

Sabemos que para un sistema continuo:

$$-QdC_A/dV = -r_A \quad (7)$$

Al substituir en la ecuación (7), la ecuación para reacciones cinéticas de primer orden, es decir:

$$-r_A = kC_A$$

tenemos,

$$-QdC_A/dV = kC_A$$

Una separación de variables nos da:

$$k/Q dV = -dC_A/C_A$$

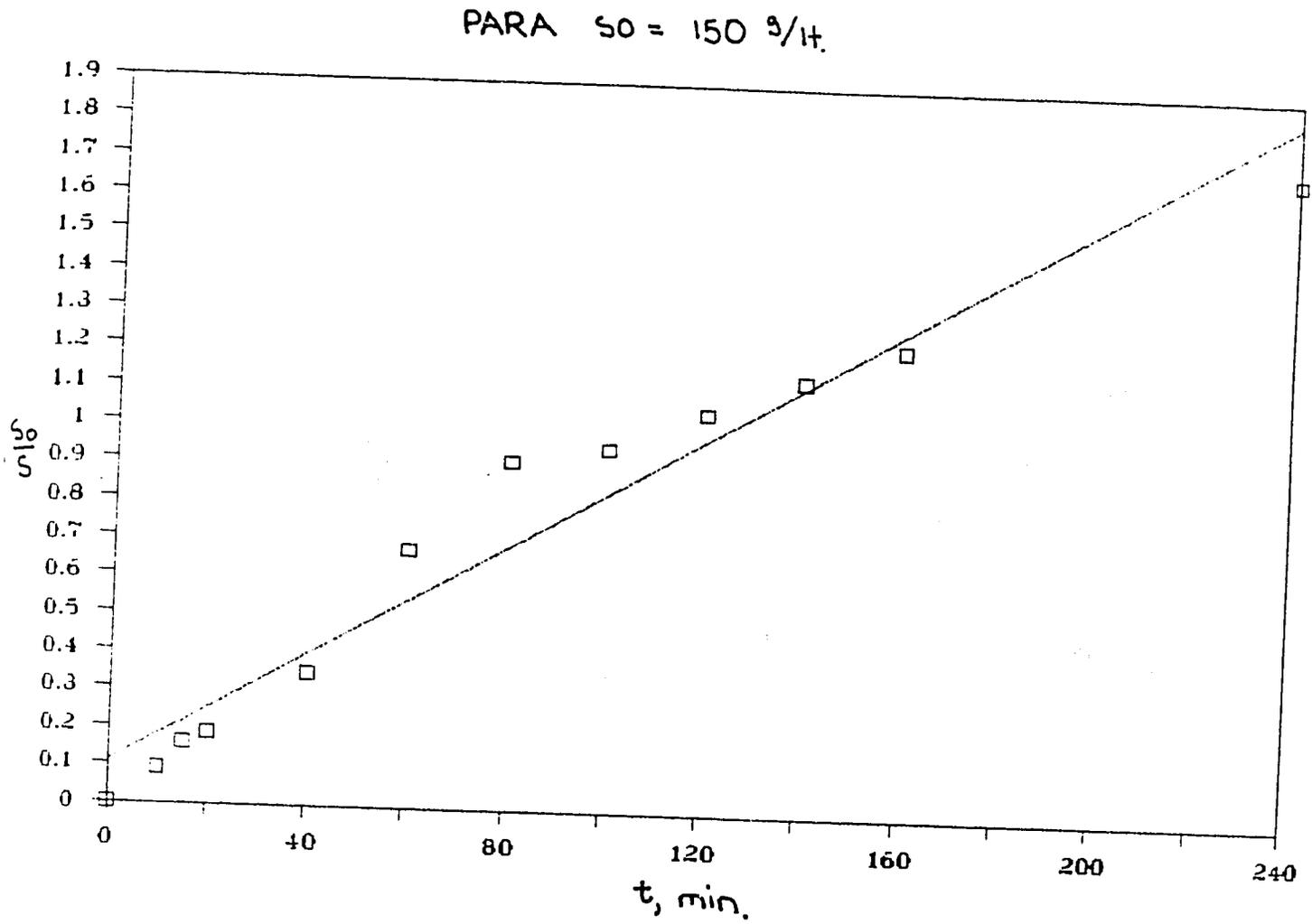
Al integrar de $V = 0$ a V , y de C_{A0} a C_A tenemos que:

$$k/Q V = -(\ln C_A - \ln C_{A0}) = -\ln(C_A/C_{A0})$$

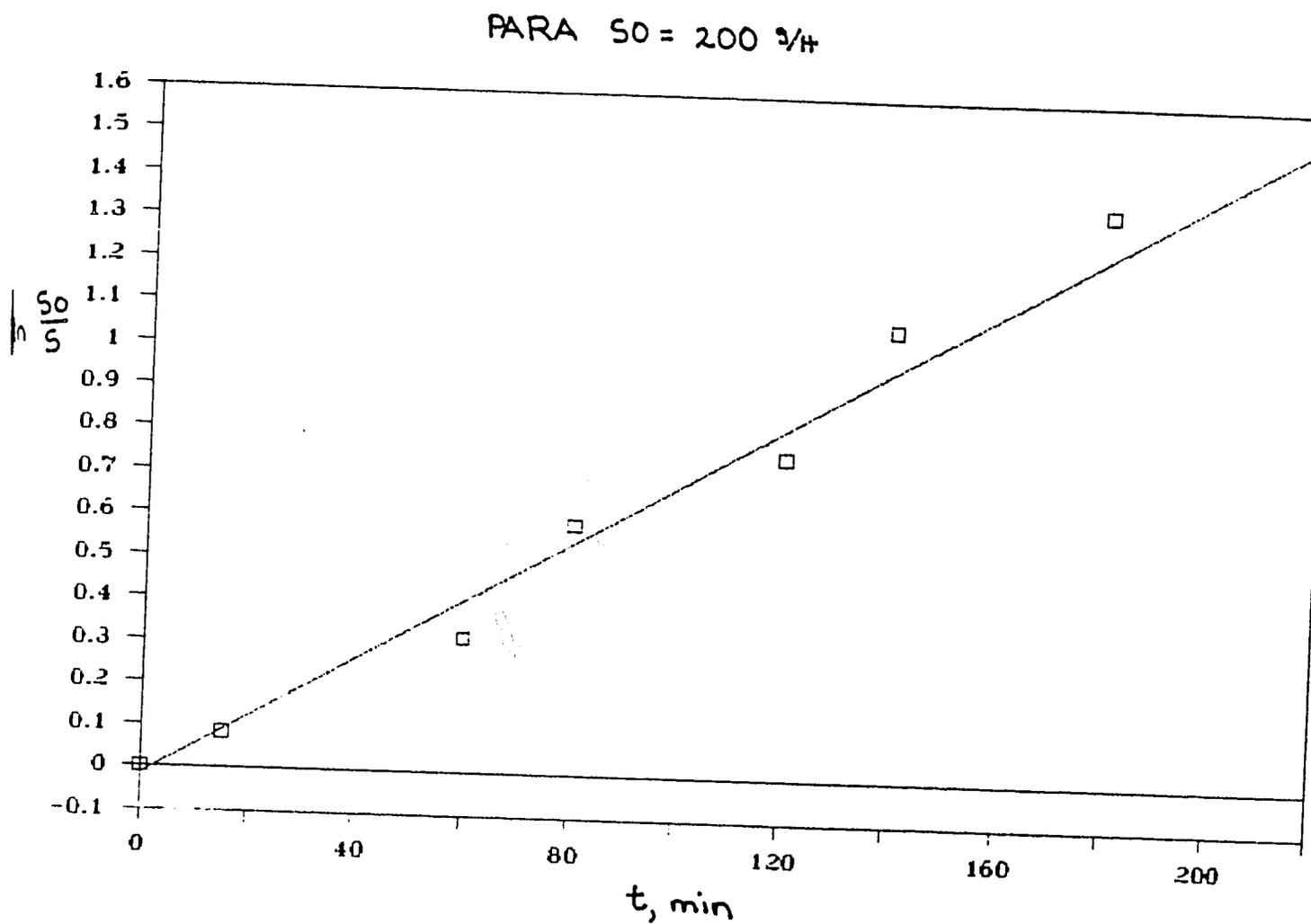
pero sabemos que:

$$C_A/C_{A0} = (1 - X)$$

Gráfica 11. Ajuste de datos experimentales (15%) al modelo cinético de primer orden.



Gráfica 12. Ajuste de datos experimentales (20%) al modelo cinético de primer orden



$$k/Q V = -\ln (1 - X)$$

Ahora bien, introduciendo el término epsilon, la ecuación de diseño tendría la siguiente forma:

$$k/Q V * \epsilon = -\ln (1 - X)$$

Esta es la ecuación de diseño para reactores operando continuamente la cual relaciona el volumen de reactor requerido para lograr una conversión dada.

El diseño del reactor se hizo empleando el logicial EUREKA para resolver las ecuaciones de diseño que se utilizaron para la primera alternativa (al 10%).

No hubo necesidad de explorar los efectos que sobre el resultado tenía la variación de los parámetros cinéticos, pues se utilizó de inmediato el dato de la extrapolación para el valor de k y que era de $6.05 \times 10^{-3} \text{ min}^{-1}$.

En la gráfica 13 se muestra la variación del número de biorreactores al cambiar el valor de epsilon; el volumen de reactor activo para los parámetros de la cinética de primer orden. Para propósitos de este estudio se fijó también el valor de epsilon en 0.6.

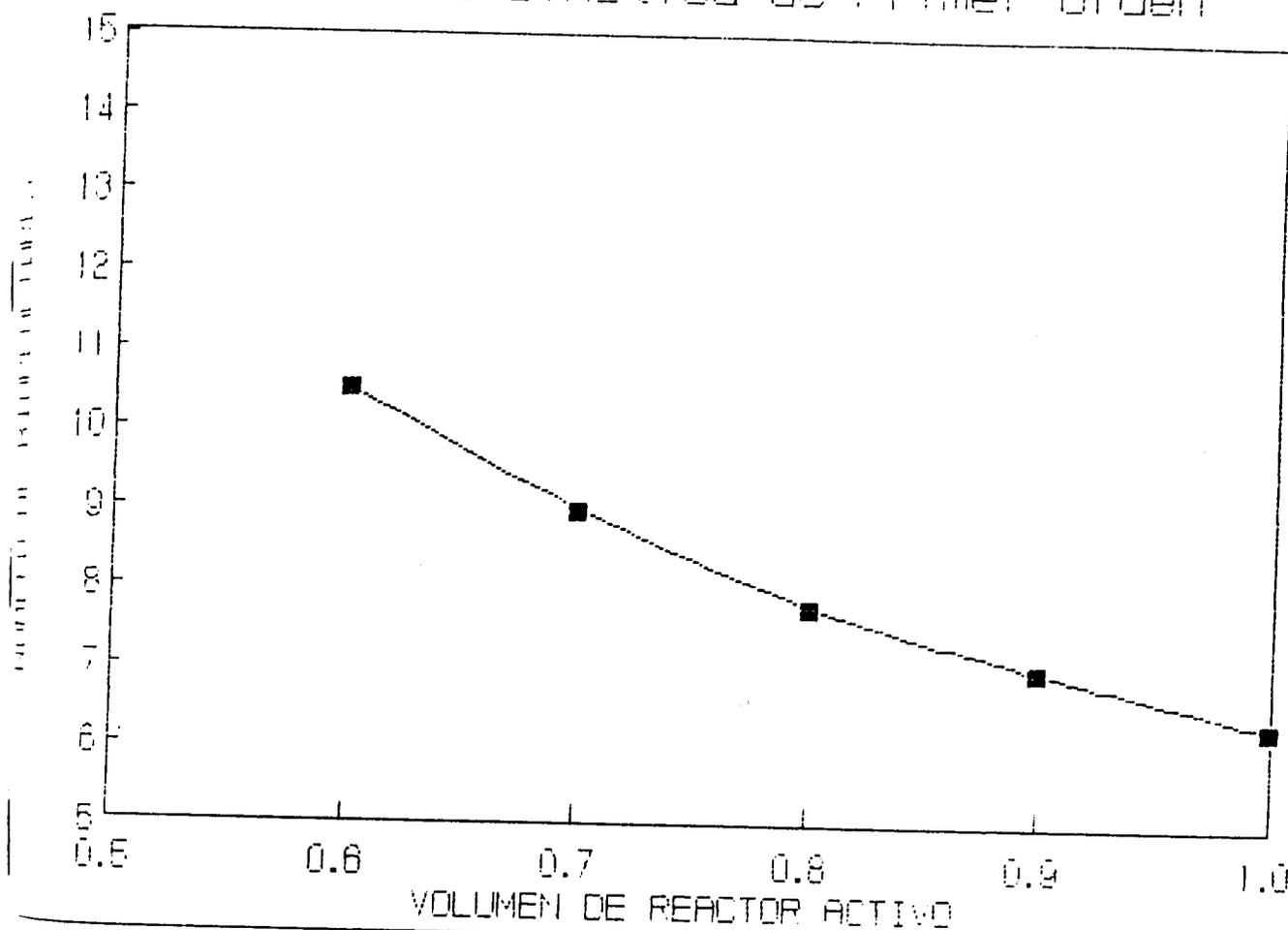
Puede simularse también el efecto de la conversión fraccional sobre el número de biorreactores. La tendencia que se observa en la gráfica 14 es la misma que se obtuvo para la primera alternativa. Se escogerá entonces conservadoramente un valor de $X = 0.95$.

Gráfica 13. Variación en el número de biorreactores en función del volumen de reactor activo para cinética de primer orden.

REACTORES DE COLUMNA EMPACADA

Inversión de Sacarosa

Parámetro Cinética de Primer Orden

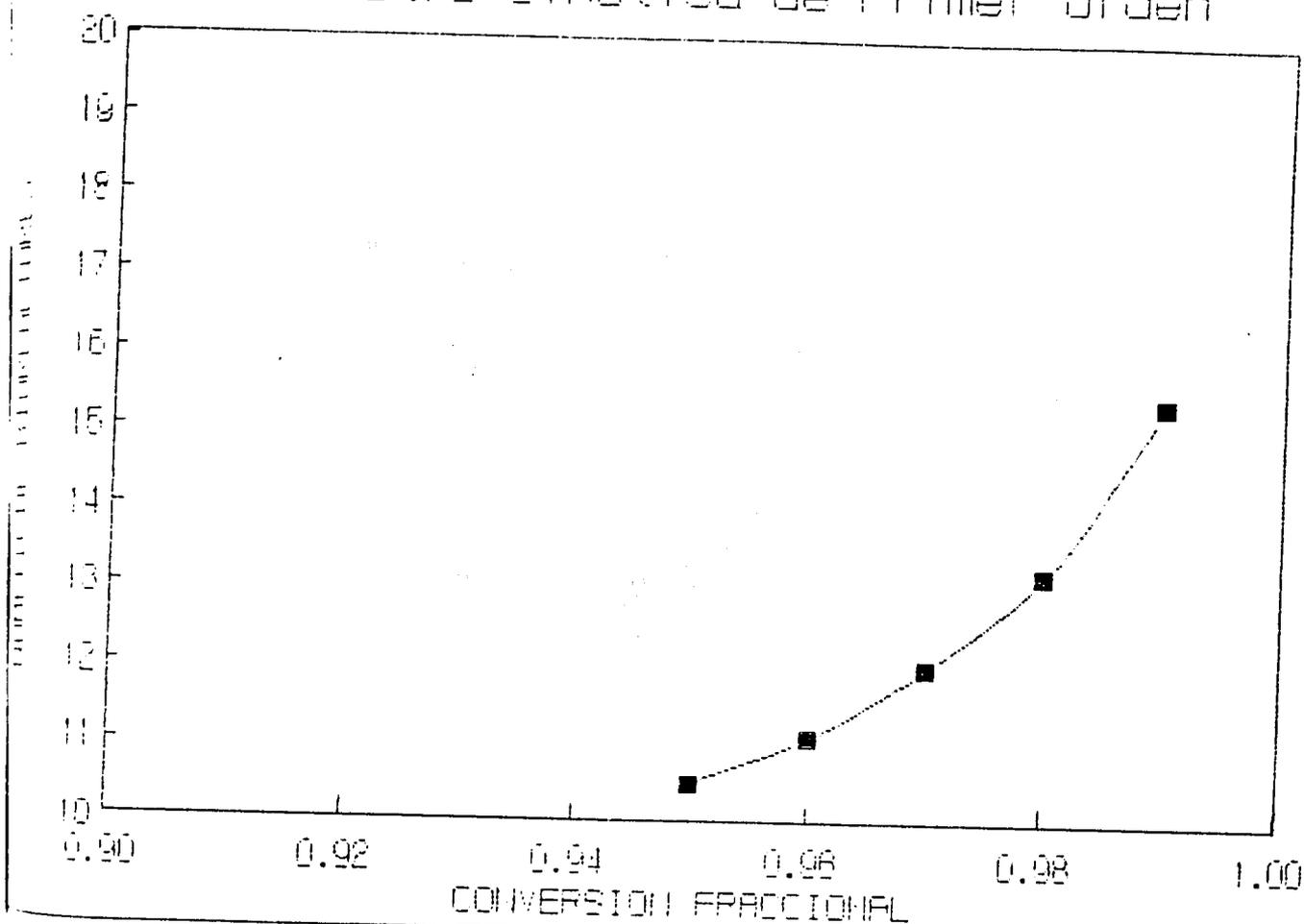


Gráfica 14. Variación en el número de biorreactores en función de la conversión fraccional para cinética de primer orden

REACTORES DE COLUMNA EMPACADA

Inversión de Sacarosa

Parámetro Cinética de Primer Orden



En resumen se necesitaran de diez biorreactores de 294L y de 0.5 m de diámetro x 1.5 m de alto, para satisfacer con la producción diaria.

8.5.2 Sistema de evaporación

Se determinó que en un sistema de evaporación se podría escoger entre minimizar el costo de inversión vs reducir el consumo de vapor. En un sistema de triple efecto en donde se reduce considerablemente el consumo de vapor, se incrementa el costo de inversión pues hay un aumento en el área de intercambio necesaria. El análisis de factibilidad para las dos alternativas es dependiente de los costos fijos del equipo. Cabría preguntarse si para esta alternativa no convendría utilizar sistemas de un solo efecto.

El análisis matemático para este modelo es mucho más sencillo.

-Primer evaporador

Suponiendo que trabajamos con vapor a 109°C proveniente de la pequeña caldera pirotubular propia; si fijamos la topografía del sistema para que el evaporador trabaje a 26.4 pulgadas de Hg que corresponde a una temperatura de 50°C para un sirope de 40% de sólidos (40). Fijamos la composición de entrada en 10% de sacarosa y un flujo de 850 Kg/h y la composición de salida en un 40% de sacarosa. De un balance de masa para la sacarosa:

$$(850) (.1) = (L) (.4)$$

$$L = 212.5 \text{ Kg/h}$$

De un balance de masa para todo el sistema tenemos que:

$$L_0 = L + V$$

donde:

$$V = L_0 - L$$

$$V = 850 - 212.5$$

$$V = 637.5 \text{ Kg/h}$$

De un balance de calor sobre todo el sistema:

$$v\lambda = v_0\lambda_0$$

donde:

λ = calor latente de vaporización de vapor saturado a $50^\circ\text{C} = 1\,025.78 \text{ Btu/lb}$

λ_0 = calor latente de vaporización de vapor saturado a $109^\circ\text{C} = 958.77 \text{ Btu/lb}$

$$(637.5 \text{ Kg/h}) (568.7 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{Kg}) = (V_0) (531.5 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{Kg})$$

$$V_0 = 682.12 \text{ Kg/h}$$

La carga calorífica sobre el evaporador (Q) corresponde a:

$$Q = (637.5 \text{ Kg/h}) (568.7 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{Kg}) = 3.6255 \times 10^5 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}$$

La ecuación de transferencia de calor:

$$Q = U_0 A (T_0 - T_N)$$

donde:

U_0 = coeficiente de transferencia de calor global

A = área de transferencia

T_0 = temperatura del vapor entrando

T_N = temperatura del producto saliendo

$$A = Q/U_0 (T_o - T_n)$$

$$A = 1.517 \times 10^6 \text{ KJ/h} / (11\,380 \text{ KJ/m}^2\text{h}^\circ\text{C}) (109-50^\circ\text{C})$$

$$= (2.2598 \text{ m}^2) (3.28 \text{ ft/m})^2 = \boxed{24.31 \text{ ft}^2}$$

Según Esplugas y Mata (15) para concentraciones de siropes con bajo contenido de sólidos, los efectos de elevación en el punto de ebullición son descartables y no muestran ninguna variación en el área de intercambio necesaria. No así para concentraciones de siropes con alto contenido de sólidos, en donde los efectos por elevación en el punto de ebullición son mayores.

Radovic y colaboradores (41) sugieren usar un incremento de 4°C en el punto de ebullición cuando se concentran siropes en el rango de $50-70^\circ\text{Brix}$. Este es el caso para los cálculos del segundo evaporador que se muestran a continuación.

-Segundo evaporador

Si fijamos la topografía del sistema para que el evaporador trabaje a 13.6 pulgadas de Hg que corresponde a una temperatura de 84°C para un sirope de 70% de sólidos (40).

De un balance de masa para los azúcares invertidos:

$$(233.1) (.4) = (L) (.7)$$

$$L = 127.5 \text{ Kg/h}$$

De un balance de masa para todo el sistema tenemos que:

$$L_0 = L + V$$

donde:

$$V = 223.1 - 127.5$$

$$V = 95.6 \text{ Kg/h}$$

De un balance de calor sobre todo el sistema:

$$V\lambda = V_0\lambda_0$$

donde:

$$\lambda = \text{calor latente de vaporización de vapor saturado a } 80^\circ\text{C} = 1\,000.00 \text{ Btu/lb}$$

$$\lambda_0 = \text{calor latente de vaporización de vapor saturado a } 109^\circ\text{C} = 958.77 \text{ Btu/lb}$$

$$(95.6) (554.4) = (V_0) (531.5)$$

$$V_0 = 99.7 \text{ Kg/h}$$

La carga calorífica sobre el evaporador corresponde a:

$$Q = (95.6 \text{ Kg/h}) (554.4 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{Kg}) = 5.3 \times 10^4 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}$$

La ecuación de transferencia de calor:

$$Q = U_0 A (T_0 - T_N)$$

$$A = Q/U_0 (T_0 - T_N)$$

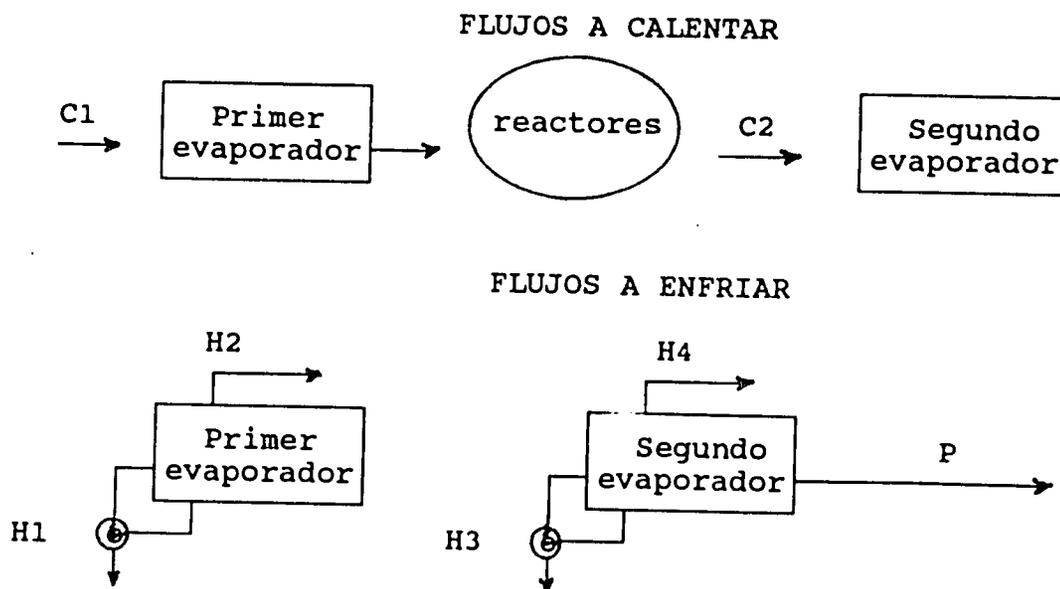
$$A = 2.218 \times 10^5 \text{ KJ/h} / (3171.5 \text{ KJ/m}^2\text{h}^\circ\text{C}) (109-84^\circ\text{C})$$

$$= 2.7974 \text{ m}^2 = 30.1 \text{ ft}^2.$$

8.5.3 Red de intercambiadores de calor

En el diagrama adjunto se han identificado los flujos a calentar y los flujos a enfriar. Los primeros están asociados a la operación de ambos evaporadores: hay que calentar el guarapo que entra al primer evaporador; además hay que calentar también el flujo de mieles invertidas que se alimenta al segundo evaporador. Los flujos a enfriar son

los condensados de ambos evaporadores y el sirope que va a almacenamiento.



Las temperaturas de salida de los flujos 'calientes' se fijaron de acuerdo al mismo criterio que para la primera alternativa, es decir, se supone que se recircularán a las calderas a 60°C . Para el flujo H2 es obvio que no se necesita de ningún enfriamiento, se recircula para alimentación a las calderas a la misma temperatura de la que sale del evaporador. Para el flujo de producto P, una temperatura de 25°C evita cualquier problema durante el almacenamiento y posterior envase.

La temperatura a la cual se encuentra el guarapo (C1) es de 18°C y se necesita incrementar a 50°C para ser alimentado al primer evaporador.

De la batería de biorreactores sale el flujo C2 de mieles invertidas que debe de alcanzar una temperatura de 80°C antes de ser introducido al segundo evaporador.

El calor específico del guarapo se supuso igual a la del agua. No así para las mieles invertidas al 40% y para el sirope se calculó de acuerdo a la fórmula que propone Hugot (35), que es:

$$C_p = 1 - 0.006 * X$$

en donde: X es la concentración en grados Brix del fluido.

FLUJO	NOMENCLATURA	T entrada°C	T salida°C	DELTA
Condensado 1 ^{ER} evaporador	H1	109	60	49
Condensado agua removida 1 ^{ER} evaporador	H2	50	50	0
Condensado 2 ^O evaporador	H3	109	60	49
Condensado agua removida 2° evaporador	H4	80	60	20
Mieles al 70% saliendo del 2° evaporador	P	84	25	59
Mieles al 10% entrando al 1 ^{ER} evaporador	C1	18	50	32
Mieles al 40% saliendo de los reactores y entrando al 2° evaporador	C2	50	80	30

FLUJO	C = mcp K _{CAL} /h°C	Q = C*DELTA K _{CAL} /h
H1	682.12	3.3424x10 ⁴
H2	637.50	0
H3	99.70	4.8850x10 ³
H4	95.60	1.9120x10 ³
P	73.95	4.3630x10 ³
C1	850.00	2.7200x10 ⁴
C2	169.60	5.0860x10 ³

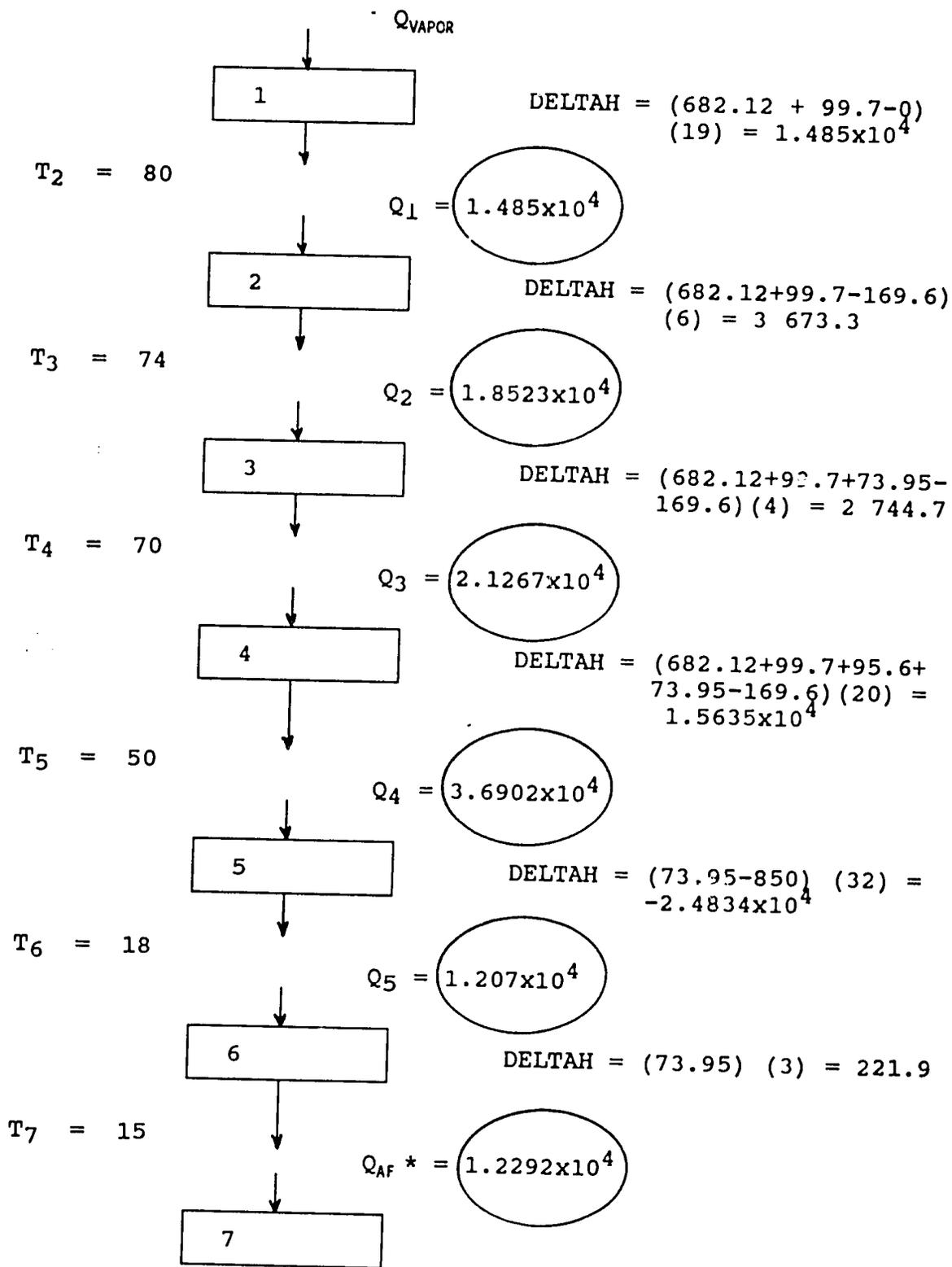
Se seguirá el procedimiento que se describió con anterioridad del método 'pinch':

FLUJO	TEMPERATURAS	AJUSTADAS	ORDEN
H1	99	50	primero quinto
H3	99	50	duplicada duplicada
H4	70	50	cuarto duplicada
P	74	15	tercero séptimo
C1	18	50	sexto duplicada
C2	50	80	duplicada segundo

Se lleva a cabo entonces el balance de bloques o de calor integrado de acuerdo al método y que presenta el siguiente arreglo:

$T_1 = 99$

Suponer $Q_{VAPOR} = 0$



* Q_{AF} = calor que remueve el agua de enfriamiento

El siguiente paso en el método consistiría en identificar el valor de la cascada con el valor negativo más alto. Para este caso en particular, se presenta un problema pues no existe dicha cantidad. La literatura (47, 27, 28) establece que para estos casos en particular no se puede tener un 'pinch'. También pueden explorarse otros valores de T_{MIN} con el objeto de observar si se genera un 'pinch'. En este caso se probó con $T_{MIN} = 20^{\circ}C$ y $T_{MIN} = 5^{\circ}C$ y en ambos casos la búsqueda fue negativa.

El ingeniero de procesos debe de tomar decisiones lógicas que para con el menor uso de servicios y equipo logre calentar o enfriar sus flujos 'problema'.

La carga calorífica del flujo H1 es similar a la del flujo C1 por lo que se podría pensar en lograr hacer una combinación de ambos flujos. El DELTAT para este caso es de $10^{\circ}C$ lo que se toma como ideal.

Los requerimientos en el intercambiador de calor que se identifica como el número (1) serán entonces:

-Lado de la concha (fluido caliente):

$$C = 682.12$$

$$T_1 = 109$$

$$T_2 = 60$$

-Lado de los tubos (fluido frío):

$$c = 850$$

$$t_1 = 18$$

$$t_2 = 50$$

Tomar un U_0 de diseño de $1100 \text{ K}_{\text{CAL}} / \text{hm}^2 \text{C}^\circ$, según Perry (41) para sistemas de agua-agua.

Seguimos el mismo procedimiento que describen Turton, Ferguson y Levenspiel (50) utilizado en la sección anterior de este trabajo:

$$R = c/C = 850/682.12 = 1.25$$

$$P = (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1) = (50 - 18)/(109 - 18) = 0.35$$

De la figura 2 se obtiene que la eficiencia (Γ) del intercambiador es de 0.92 y el $\text{NTU} = .64$.

El área del intercambiador de calor con una configuración de un paso en la concha y dos pasos en los tubos, será:

$$\text{NTU} = U_0 A/c$$

$$\begin{aligned} \text{donde: } A &= (\text{NTU}) (c)/U_0 = (0.64)(850)/1100 = 0.5 \text{ m}^2 \\ &= \underline{5.32 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

Podremos pensar en retornar los flujos calientes H2, H3 y H4 a la misma temperatura que salen de los evaporadores a las calderas y de esta forma evitar usar innecesariamente agua de enfriamiento. Necesitaremos utilidades de respaldo (agua de enfriamiento) para enfriar el producto P hasta su temperatura de almacenamiento y (vapor) para calentar el flujo C2 de 50 a 80°C .

Dimensionemos primero el condensador necesario para la tarea de calentar C2 y que se identificará con el número (2). Carga de calor sobre el equipo = $Q = 5.086 \times 10^3 \text{ K}_{\text{CAL}} / \text{h}$. Se necesitarán de aproximadamente 10 Kg/h de vapor disponible de la planta saturado a 109°C según la siguiente ecuación:

$$\# \text{ Kg/h} = \frac{5.086 \times 10^3 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}}{531.5 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{Kg}} = 9.6 \text{ Kg/h}$$

Los requerimientos en el equipo serán los siguientes:

-Concha: temperatura del fluido 109°C

-Tubos: temperatura de entrada del fluido 50°C
temperatura de salida del fluido 80°C

La temperatura logarítmica media se calcula así:

$$\text{DELTA}T_{\text{lm}} = \frac{(109-80) - (109-50)}{\ln(109-80)/(109-50)} = 42.24^\circ\text{C}$$

Utilizando el valor para U_0 que reporta Geankoplis (17) para condensadores, vapor de agua a agua y que equivale a 1 587.63 $\text{K}_{\text{CAL}}/\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$, podemos calcular el área de acuerdo a:

$$Q = U_0 A \text{ DELTA}T_{\text{lm}}$$

donde:

$$A = \frac{5.086 \times 10^3 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}}{(1\ 587.63 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h m}^2 \text{ }^\circ\text{C})(42.24^\circ\text{C})} = .08\text{m}^2 = \underline{0.82 \text{ ft}^2}$$

Dimensionemos ahora el intercambiador necesario para enfriar el producto P hasta su temperatura de almacenamiento y que será identificado con el número (3).

Carga de calor sobre el equipo $Q = 4.363 \times 10^3 \text{ K}_{\text{CAL}}/\text{h}$. Supongamos que el agua de enfriamiento se encuentra disponible a una temperatura de entrada de 18°C. Si además suponemos que la velocidad del agua fría es de 1 ft/seg, a través de una tubería de diámetro interno de 2 pulgadas, el flujo másico se calcula de acuerdo a:

$$m = (A) (V) (\rho)$$

donde:

A = área seccional de flujo

V = velocidad lineal

ρ = densidad del agua (cte. igual a 1000 Kg/m³)

$$\dot{m} = [(\pi/4) (d)^2] [V] [\rho] = 2\,224.6 \text{ Kg/h}$$

La temperatura de salida del agua fría se calcula de acuerdo a:

$$Q = \dot{m} (t_2 - t_1)$$

$$4.363 \times 10^3 = 2\,224.6 (t_2 - 18)$$

$$t_2 = 20^\circ\text{C}$$

Requerimientos:

-lado de la concha (fluido caliente):

$$C = 73.95$$

$$T_1 = 84.00$$

$$T_2 = 25.00$$

-lado de los tubos (fluido frío):

$$c = 2\,224.6$$

$$t_1 = 18.0$$

$$t_2 = 20.0$$

Tomar un U_0 de diseño de 275 K_{CAL} /h m² °C según Perry (41) para sistemas de solución concentradas de azúcares o melazas-agua; el área del equipo se calculará siguiendo un enfoque diferente y de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$Q = U_0 A \Delta T \ln \Gamma$$

Suponiendo una eficiencia en el equipo de 0.95 que es normal y calculando el valor para DELTAT_{lm} de acuerdo a:

$$\text{DELTAT}_{lm} = (84-20) - (25-18) / \ln(84-20) / (25-18) = 25.76^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{4\,363 \text{ K}_{CAL} / h}{(275 \text{ K}_{CAL} / h \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C}) (25.76^\circ\text{C}) (.95)} = 0.65\text{m}^2 = \underline{7\text{ft}^2}$$

EL TOTAL DE AREA NECESARIA EN LA RED DE INTERCAMBIADORES, ES ENTONCES 13.14 ft².

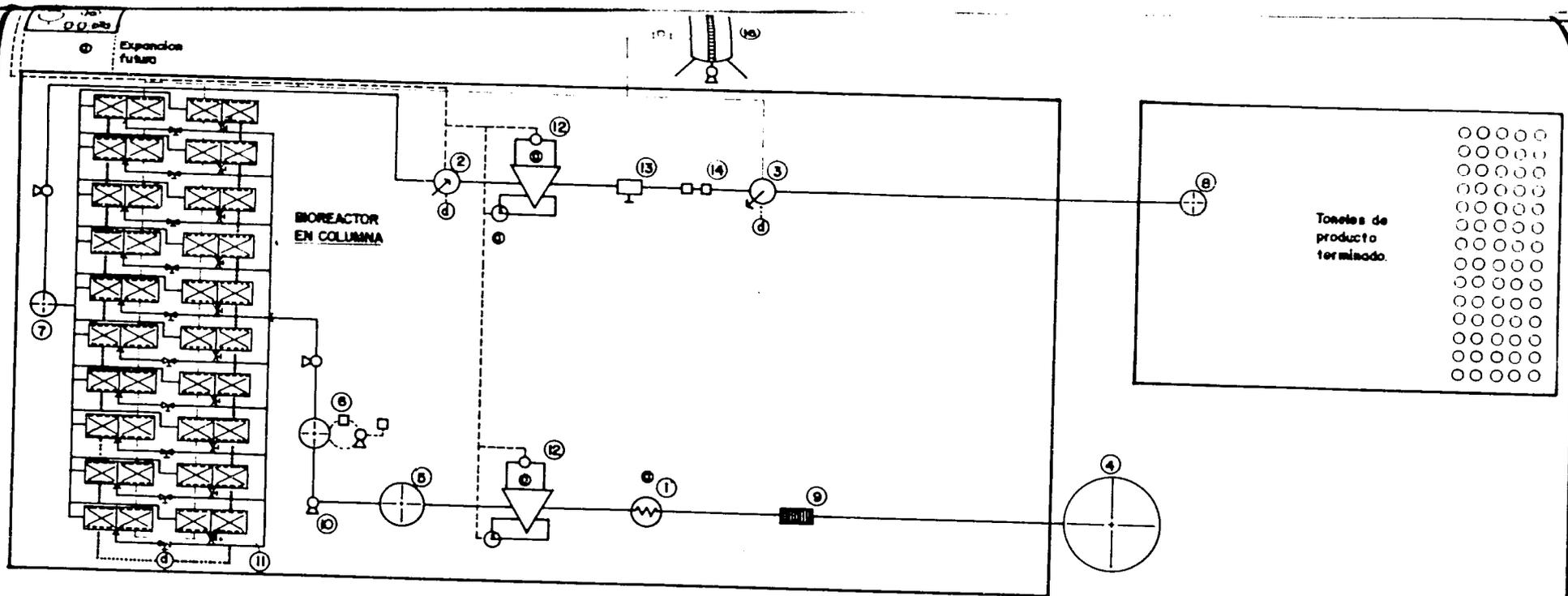
8.5.4 Análisis económico

Se prepara el plano (ver gráfica 15) que esquematiza la distribución del equipo y flujo de producto y principales utilidades de apoyo (vapor, agua de enfriamiento, etc.).

El guarapo almacenado se filtra para remover partículas en suspensión y se hace pasar por un intercambiador de calor para alcanzar la temperatura a la cual se alimenta al primer evaporador y que es de 50°C.

Del primer evaporador se obtiene un sirope de sacarosa al 40% de sólidos, éste se almacena temporalmente para ajuste de pH y luego se distribuye a los diez reactores de columna empacada operando en paralelo. El flujo convertido en azúcares reductores al 40% de sólidos se pasa por un intercambiador para llevarlo a la temperatura de alimentación del segundo evaporador. Pasa a través del evaporador y el producto concentrado caliente se pasa a través de un adsorbedor para remover cualquier color indeseado formado, y luego por un intercambiador para

Gráfica 15. Plano planta productora de mieles invertidas de acuerdo a la segunda alternativa de proceso



PLANTA DE PRODUCCION

BODEGA

ESC: 1:100

- | | | | | | |
|----|--|----|-----------------------|-----------|-------------------|
| 1 | Intercambiador de calor. | 12 | Sistema de evaporador | (a) | Retorno a caldera |
| 2 | Condenser | 13 | Bomba recíprocante | (d) | Drenaje |
| 3 | Enfriador ó chiller | 14 | Membrana | — | Producto. |
| 4 | Tanque (2.5 m. diámetro, 5 m. alto). | 15 | Caldera. | - - - | Agua servida |
| 5 | Tanque (0.92 m. diámetro, 1.82 m. alto). | 16 | Deposito de agua. | - · - · - | Agua de servicio. |
| 6 | Tanque agitador, con control de pH y deslamiento.
(0.5 m. diámetro, 1 m. alto). | | | · · · · · | Vapor |
| 7 | Tanque (0.5 m. diámetro, 1 m. alto). | | | | Agua de proceso. |
| 8 | Tanque (1.20 m. diámetro, 1 m. alto). | | | | |
| 9 | Filtro | | | | |
| 10 | Bomba | | | | |
| 11 | Llave de paso | | | | |

enfriar el producto a la temperatura de almacenamiento. Se manda a bodega para su posterior envase.

Se podría pensar en hacer la primera concentración de sólidos afuera de la planta, lo cual nos permite que la planta industrial no necesariamente se encuentre cerca de un ingenio azucarero. Ahora bien, para facilitar más la comparación entre las dos alternativas seguiremos el mismo esquema de localización de la planta, es decir, cerca del ingenio que proveerá de la materia prima al proceso.

Teniendo esto en mente, podemos pensar en utilizar un tanque similar al utilizado en la primera alternativa y que se identificó con el número (25) para almacenar el guarapo, equivalente a la producción de un día. Como se recordará el tanque tenía una capacidad de almacenaje de 6 445 galones y unas dimensiones de 2.5 m de diámetro por 5 m de alto. El costo aproximado era de \$12 968 a enero de 1982.

De acuerdo a la misma lógica seguida para la primera alternativa, se dimensionan los tanques, como sigue:
Se pensó en tener un tanque a la salida del primer evaporador y que tuviera la capacidad de almacenar por lo menos seis horas de la producción diaria. Esta cantidad en mieles al 40% de sólidos equivalen a 1 275 Kg. La densidad de soluciones de sacarosa al 40% es de 1.25 Kg/h (3). Entonces necesitaríamos de 1020 L que aproximadamente equivalen a 270 galones.

Si sobredimensionamos la capacidad del tanque, . decir, un 20%, el volumen sería el siguiente:

270 gal + 54 gal (sobredimensión) = 325 gal (1.22 m³).

De acuerdo a una geometría cilíndrica para el tanque:

$$1.22 \text{ m}^3 = (\pi/4) (d)^2 (l)$$

Al darle un valor de 0.92 m de diámetro, la altura del tanque (l) sería entonces de aproximadamente 1.82 m.

Utilizando las gráficas que presentan Hall y colaboradores (20), un tanque de 325 galones anda costando aproximadamente \$2 800.

Se contará además con un tanque antes de la entrada a los biorreactores para mantener el pH adecuado para la acción enzimática. Este tanque tendrá la capacidad de almacenar una hora de la producción diaria que en términos de sirope al 40% equivale a 213 Kg.

La capacidad de esta unidad será entonces 45 gal + 9 gal (20% sobredimensionamiento) = 54 galones (0.2 m³).

Asumiendo una geometría cilíndrica para el tanque:

$$0.2 \text{ m}^3 = (\pi/4) (d)^2 (l)$$

Al darle un valor de 0.5 m de diámetro, la altura aproximada del tanque será de 1 m.

Según Hall y colaboradores (20) un tanque de esta capacidad anda alrededor de \$1 500 a enero de 1982.

También es necesario contar con un tanque de la misma capacidad que el anterior y que se ocupará para recibir las mieles invertidas provenientes de los reactores. El precio de esta unidad será también de \$1 500.

Por último se contará con un tanque de almacenamiento del producto terminado (solución de azúcares reductores al

70%). Este será de la misma capacidad que el utilizado en la primera alternativa y que se identificó con el número (24), siendo su costo aproximado de \$3 500.

Resumiendo, los costos de los diferentes tanques sería:

Cuadro 20. Costo de los tanques para la segunda alternativa del proceso		
Número	Volumen, m ³	Costo, \$
4	24.5	12 968
5	1.22	2 800
6	0.20	1 500
7	0.20	1 500
8	2.70	3 500

Para los requerimientos de veinte columnas, en donde la mitad de ellas se mantienen en operación, y la otra mitad esperando ser cargadas, el costo aproximado por unidad es de \$5 700 (según las gráficas que presenta Hall y colaboradores (20) para columnas de veinte pulgadas de diámetro y 4.92 pies de alto). El costo total de la batería de biorreactores será de \$5 700 x 20 = \$114 000.

Los costos para las unidades que componen la red de intercambiadores de calor fueron calculados usando la correlación hecha por Corripio y colaboradores (13).

Para la unidad (1), suponemos que no hay necesidad de tener cabezas flotantes, presiones de operación no mayores a 100 psig y construcción en acero al carbón. La fórmula para encontrar el costo total sería entonces:

$$C_E = \exp(8.551 - 0.30863(\ln A) + 0.06811(\ln A)^2) \times \exp(-1.1156 + 0.0906(\ln A)).$$

Dicho intercambiador de calor tiene 5.32 pie² de área de transferencia; de acuerdo a la fórmula costaría aproximadamente \$1 425.

Se sigue el mismo procedimiento para estimar el costo de las restantes unidades. Para la unidad (2) que es el condensador y que cuenta con un área de 0.82 pie², si suponemos las mismas especificaciones de diseño, el costo aproximado sería de \$765.

Para la unidad (3), como estamos enfriando un jarabe de azúcares invertidos al 70% en sólidos, es conveniente utilizar un diseño de cabezas flotantes.

La fórmula se reduce a:

$$C_E = \exp (8.551 - 0.30863 (\ln A) + 0.06811 (\ln A)^2)$$

Dicha unidad cuenta con 7 pie² de área; su costo aproximado es de \$3 700.

EL COSTO TOTAL DE LA RED DE INTERCAMBIADORES DE CALOR A ENERO DE 1982, ASCIENDE A \$5 890, distribuido así:

Cuadro 21. Costo de las unidades que componen la red de intercambiadores de calor para la segunda alternativa de proceso		
Número	Area, pie ²	Costo, \$
1	5.32	1 425
2	0.82	765
3	7.00	3 700*
* Intercambiador de cabezas flotantes		

Para poder estimar el costo de ambos evaporadores utilizamos la correlación propuesta por Zimmerman y Lavine (53).

El costo estaba en relación al área total de intercambio de calor según la fórmula:

$$C_T = (\$22.7/\text{pie}^2) (\text{área total})$$

Para el primer evaporador, el que concentra las mieles de sacarosa de un 10 al 40% en sólidos, el área necesaria se estimó en 24.31 ft²; se debe de agregar:

- i) \$500 para incluir costos por estructuras de soporte, escaleras, etc.
- ii) \$1 500 para incluir costos por fundiciones especiales, tubería de interconexión, etc.

El costo total del sistema excluyendo el eyector es de \$2 551.84

El eyector se dimensiona según la capacidad y la presión absoluta que debe de mantener en la succión. Para un eyector de una sola etapa con post-condensador incorporado y para manter un vacío aproximado de 4 pulgadas de Hg y con una capacidad de 1400 lb/h de remoción de vapor, su costo viene siendo de \$1 600. Es importante señalar que la unidad consume 4 670 Kg/h de vapor vivo.

El costo total del primer sistema de evaporación es de \$4 151.84.

Para el segundo evaporador, el que concentra las mieles de azúcares invertidas de un 40 al 70% en sólidos, el área necesaria total se estimó en 30.1 ft².

El costo total del sistema excluyendo el eyector es de \$2 683.27.

Para un eyector de una sola etapa con post-condensador incorporado y para mantener un vacío aproximado de 16 pulgadas de Hg y con una capacidad de 210 lb/h de remoción de vapor, su costo aproximado viene siendo de \$300. Es importante señalar que la unidad consume 160 Kg/h de vapor vivo.

El costo total del segundo sistema de evaporación es de \$2 983.27.

El costo total de ambos evaporadores es de \$7 135.11. Ahora bien, este dato representa el costo del sistema a enero de 1950. Para llevar el costo a enero de 1982 utilizamos el índice de CE Plant Cost Index (8) como se ilustró en el sistema de triple efecto de la primera alternativa:

$$C_{1982} = (\$7\ 135.11) (314/100) = \$22\ 404.25.$$

Este costo se puede asumir con un 30% de exactitud.

El costo del equipo para generar vapor se dimensiona de acuerdo a la demanda de vapor en la planta. La demanda se desglosa así:

- Consumo de vapor en los condensadores, 22 lb/h
- Consumo de vapor en la calandria del primer evaporador, 1500 lb/h

- Consumo de vapor en el eyector del primer evaporador, 10 275 lb/h
- Consumo de vapor en la calandria del segundo evaporador, 220 lb/h
- Consumo de vapor en el eyector del segundo evaporador, 352 lb/h

El consumo de vapor promedio en la planta es de 12 370 lb/h. Si tomamos un colchón del 25%, el consumo máximo de vapor sería de aproximadamente 15 460 lb/h. Se selecciona una caldera pirotubular para una capacidad máxima de generación de vapor de 16 000 lb/h. Presión de operación hasta 200 psi y que trabaje a base de bunker.

Utilizando la correlación que propone Zimmerman (53) y que es la siguiente:

$$C_T = (\$2.40/\text{lb/h vapor producido}) (16\ 000\ \text{lb/h vapor producido})$$

$$C_T = \$38\ 400$$

este precio a enero de 1950 puede corregirse para enero de 1982 como sigue:

$$C_{T1982} = (\$38\ 400) (314/100) = \$120\ 576$$

Este costo se puede estimar con un 30% de exactitud y no incluye auxiliares a la planta generadora de vapor.

Se resume en el siguiente cuadro, el listado del equipo que compone la infraestructura de proceso en la planta:

Cuadro 22. Listado de equipo que compone la infraestructura de proceso para la segunda alternativa		
	Costo total	Desviación en la estimación
i) Tanques	22 268	5 380
ii) Intercambiadores de calor	5 890	1 767
iii) Reactores	114 000	11 400
iv) Sistema de evaporadores	22 404	6 721
v) Caldera	120 576	36 173

El costo total del equipo asciende a \$285 138 con un grado de exactitud de más o menos \$61 441.

El costo del equipo para enero de 1988, que es la fecha más reciente de la cual se pudo obtener los índices de la CE Plant Cost Index (8):

$$C_{1988} = (\$285\ 138) (324.5/314.0) = \$311\ 020$$

El precio FOB del equipo USA es de \$311 020.

Este costo de inversión fija, es \$135 755 más alto que el mismo rubro en la primera alternativa de diseño.

Como esta cifra representa aproximadamente el 40% del costo de producción, es obvio que un incremento de esta naturaleza se reflejará en un significativo mayor costo de producción.

Cabría hacer algunas consideraciones de cómo puede reducirse el costo de inversión fija para esta segunda alternativa, ya que desde el punto de vista operativo, tiene ventajas, como son la mayor estabilidad de los guarapos a más alta concentración de sólidos y la reducción de los

riesgos de contaminación bacteriana en los biorreactores por las mismas características.

De los costos anteriores, son la caldera y la batería de biorreactores, los equipos que más influyen. La caldera podría disminuir en costo si se reduce el mayor consumo de vapor que está en el eyector del primer evaporador.

Esto se lograría operándose más cerca a condiciones atmosféricas, sin embargo, esto implicaría una mayor temperatura de operación en el evaporador que obligaría a tener un enfriador para llevar el guarapo concentrado a 40% a la temperatura de entrada de los biorreactores.

El número de biorreactores podría disminuir debido al menor riesgo de contaminación, puesto que su vida útil podría ser mayor que la de 15 días anteriormente establecida.

Sin embargo, para poder fijar esta cantidad, se necesitarían de datos experimentales confiables de la operación continua y prolongada de biorreactores piloto.

Ante estas incertidumbres y la existencia de tantas alternativas, se pensó no continuar con el análisis de esta topografía de diseño, ya que aunque se cree que pueda acercarse a la cifra de la inversión anterior, también se tiene la opinión que sería muy difícil bajar sustancialmente de la misma.

9. CONCLUSIONES

El orden de presentación de las conclusiones está dado por la manera de cómo fueron planteados los objetivos de este trabajo (sección 4) y las hipótesis experimentales a comprobarse (sección 5).

9.1 Con el equipo construido para elaborar perlitas fue posible producir un diámetro dado de las mismas con muy poca variación. Esto se logró ajustando el flujo de la suspensión de levadura y el flujo de aire hacia el aparato. Por ejemplo, el diámetro finalmente seleccionado para experimentos subsiguientes fue de 0.88 mm con una desviación standard de .01 mm.

9.2 Fue posible operar el biorreactor de 400 mL de volumen efectivo con soluciones de 10, 15 y 20% de sacarosa inicial en el mismo. Se lograron las conversiones siguientes después de 180 min de operación: 86, 80 y 65% respectivamente del substrato inicial.

9.3 La velocidad inicial de la hidrólisis de la sacarosa fue función de la concentración inicial de la misma presente. Los valores obtenidos para 10, 15 y 20% de sacarosa inicial fueron de: 5.64, 1.45 y 1.30 g sacarosa hidrolizados por L y por min respectivamente. Puede verse claramente que dichos valores disminuyen conforme la concentración de sacarosa aumenta, reflejando este hecho un clásico patrón de inhibición por substrato.

9.4 Cuando se empleó una concentración baja (10%) de sacarosa inicial, el modelo cinético de Michaelis-Menten representó adecuadamente los datos experimentales. El valor de los parámetros fueron:

$$V_{\text{MAX}} = 5.25 \text{ g/L y } K_M = 100 \text{ g/L}$$

9.5 Los valores de los parámetros anteriores se obtuvieron empleando el método diferencial de análisis con una regresión no lineal que utilizó el algoritmo de Marquardt. Estos valores representaron mejor los datos que los obtenidos por el mismo método con una regresión lineal (Lineweaver-Burk). Por otro lado, el método integral de análisis no pudo aplicarse porque se obtuvieron parámetros negativos.

9.6 Cuando se emplearon altas concentraciones de sacarosa (15 y 20%) al modelo cinético de Michaelis-Menten, se le adicionó un tercer parámetro que tomó en cuenta los efectos por inhibición de substrato. El valor de los parámetros fue:

$$V_{\text{MAX}} = 1.5 \text{ g/L min, } K_M = 97 \text{ g/L y } K_i = 333 \text{ g/L}$$

9.7 Los valores de los parámetros anteriores se obtuvieron empleando el método diferencial de análisis con una regresión no lineal que utilizó el algoritmo 'Simplex'. Sin embargo aunque el modelo predijo la conversión final, el ajuste logrado para tiempos intermedios presentó desviaciones que no fueron aceptables.

9.8 Ante tal situación se ensayaron modelos cinéticos más sencillos. El que mejor ajustó los datos fue el modelo cinético de primer orden. El valor para la constante cinética fue de $k = 6.05 \times 10^{-3} \text{ min}^{-1}$.

9.9 Se evaluaron dos alternativas de diseño para la síntesis del proceso: una en donde el reactor operara a las mayores velocidades de reacción (sin inhibición, pero con concentraciones en sacarosa diluídas) comparada con la otra en donde se operara el reactor a mayores cargas de substrato (con inhibición y una reducción de la velocidad de reacción). De éstas, la que requirió una menor inversión en equipo fue la primera, por lo que se escogió como la alternativa recomendada para un posible proceso industrial.

9.10 Los mayores costos de inversión en equipo en la segunda alternativa se debieron a los factores siguientes. Primero, debido al efecto inhibitorio sobre la velocidad de reacción a altas concentraciones, el número de biorreactores necesarios aumentó. Segundo, el consumo de vapor, principalmente en los evaporadores, fue aproximadamente cinco veces más, con un consiguiente aumento en el costo de la caldera. Esto se debió a que en el primer paso de evaporación, en donde se procesa el jugo de caña diluído (10%), se empleó un solo efecto, comparado con la primera alternativa, en donde para efectuar la concentración del jugo diluído, se empleó un sistema de triple efecto, en donde se ahorró sensiblemente la demanda de vapor.

9.11 Los costos de inversión en equipo para la segunda alternativa fueron 1.8 veces los correspondientes a la primera. Dichos costos representaron aproximadamente un 40% del costo unitario total de operación.

9.12 El costo unitario total de producción fue de Q.1.88 por Kg de sólidos para una producción anual de 644 100 Kg. Dicha cifra corresponde más o menos a un 40% de la posible demanda en el país para este producto substitutivo de la glucosa líquida que actualmente se importa.

9.13 Dicho costo es competitivo a nivel internacional ya que el precio actual de las mieles ricas en fructosa (42%) producidas enzimáticamente a partir de almidón de maíz es de Q.1.46/Kg (precio base ex-fábrica EEUU).

10. RECOMENDACIONES

Lo resultados y conclusiones de este estudio muestran que el proceso para producir mieles invertidas a partir de guarapo de caña, es preliminarmente factible y sabiendo que en un análisis más amplio y preciso se podría llegar a obtener además un proceso económicamente atractivo.

Sin embargo, para poder llevarlo a una etapa en donde se pueda tomar una decisión de invertir en él con un riesgo aceptable, deben de considerarse efectuar los estudios complementarios siguientes:

- a) Verificar a nivel de planta piloto la estabilidad en la conversión del catalítico en los reactores para establecer fehacientemente el tiempo de reemplazo del mismo. Con esto se lograría establecer un programa operativo más confiable que determinaría el número real de unidades necesarias en cada alternativa considerada.
- b) Para ambas alternativas, se deberían simular los sistemas de evaporación, explorando el efecto sobre los costos que puedan tener diferentes arreglos tanto en el número de efectos, como en las condiciones de operación.

Una vez se tengan estos datos, se podrá seleccionar con confianza la alternativa más económicamente atractiva, que permitiría establecer la rentabilidad real del proceso industrial.

11. REFERENCIAS

1. Adachi, S.; Hashimoto, K.; Matsuno, R.; Nakanishi, K. y Kamikubo, T. Pulse response in an immobilized-enzyme column: theoretical method for predicting elution curves. Biotechnol. Bioeng. 22: 779-797, 1980.
2. Aiba, S.; Humphrey, A.; Millis, N.F. Biochemical Engineering, University of Tokyo Press, 1973.
3. Amstar Sugar Corporation, folleto de información promocional, New York, 1989.
4. Borges Poulsen, P. Current applications of immobilized enzymes for manufacturing purposes. Biotech. Genetic Eng. Rev. 1: 125-130, 1984.
5. Bowski, L.; Saini, R.; Ryu, D. y Vieth, W.R. Kinetic modeling of the hydrolysis of sucrose by invertase. Biotechnol. Bioeng. 12: 641-656, 1971.
6. Bucke, C. Enzymes in fructose manufacture, en Enzymes and Food Processing, Applied Science Publishers Ltd., London pp 55-63.
7. Carnahan, B.; Seider, W.; Katz, O. Computers in Engineering Design Education, The University of Michigan Press, Ann Arbor, 1966.
8. Chemical Engineering, Economic Indicators, McGraw-Hill, September 26, 1988.

9. Chibata, I.; Tosa, T.; Sato, T. Methods of cell immobilization, en Manual of Industrial Microbiology and Biotechnology, Demain, A. y Solomon, N.A. (eds), American Society of Microbiology, Washington, CH 18 pp 217-229, 1986.
10. Chilton, C.H. Cost data correlated. Chem. Eng., June 1949 pp 97-106.
11. Combes, D. y Monsan, P. Sucrose hydrolysis by invertase: characterization of products and substrate inhibition. Carbohydr. Res. 117: 215-228, 1983.
12. Corn Products Corporation (CPC), folleto de información promocional, Trenton, 1989.
13. Corripio, A.; Chrien, K.; Evans, L. Estimate costs of heat exchangers and storage tanks via correlation. Chem. Eng., January 25, 1982 pp 125-127.
14. Dickensheets, P.A.; Chen, Lf. y Tsao, G.T. Characteristics of yeast invertase immobilized on porous cellulose beads. Biotechnol. Bioeng. 19: 365-373, 1977.
15. Esplugas, S.; Mata, J. Calculator design of multistage evaporators. Chem. Eng., February 7, 1983 pp 59-61.
16. Fogler, S. Elements of Chemical Reaction Engineering, Prentice Hall, New York, 1986.
17. Geankoplis, C. Mass Transport Phenomena, Holt, Rinehart, and Winston, New York, 1972.

18. Geankoplis, C.J.; Haering, E.R. y Hu, M.C. Reaction kinetics and mass-transfer effects in a fixed-bed biochemical reactor with invertase immobilized on alumina. Ind. Eng. Chem. Res. 26: 1810-1817, 1987.
19. Goldman, R.; Goldstein, L. y Katchalski, E. Water-insoluble enzyme derivatives and artificial enzyme membranes, en Biochemical Aspects of Reactions on Solid Supports, Stark, G.R. (ed), Academic Press, New York, pp 1-78.
20. Hall, R.; Matley, J.; McNaughton, K. Current costs of process equipment. Chem. Eng., April 5, 1982.
21. Holland, F.A.; Watson, F.A. and Wilkinson, J.K. Capital costs and depreciation. Chem. Eng. 23: 118-121, 1973.
22. Hradil, J. y Svec, F. Inversion of sucrose with invertase immobilized on bead DEAHP-cellulose: batch process. Enzyme Microb. Technol. 3: 331-335, 1981.
23. Iglesias, C.F.; Moreno, F.; Gascon, S. Light and intermediate molecular forms of yeast invertase as precursors of the heavy enzyme. FEBS Lett. 114: 57-60, 1980.
24. Kobayashi, T. y Moo-Young, M. The kinetics and mass transfer behavior of immobilized invertase on ion-exchange resin beads. Biotechnol. Bioeng. 15: 47-67, 1973.

25. Lehle, L.; Cohen, R.E.; Ballou, C.E. Carbohydrate structure of yeast invertase. J. Biol. Chem. 254: 12209-12218, 1979.
26. Linhoff, B.; Hindmarsh, E. The Pinch design method for heat exchanger networks. Chem. Eng. Science 38: 745-763, 1983.
27. Linhoff, B.; Mason, D.; Wardle, I. Understanding heat exchanger networks. Computers & Chem. Eng. 3: 295-302, 1979.
28. Linhoff, B.; Turner, J. Heat-recovery networks: new insights yield big savings. Chem. Eng., November 2, 1981 pp 56-70.
29. Lloyd, N.; Nelson, W. Glucose- and fructose-containing sweeteners from starch, en Starch, Academic Press Inc., New York pp 612-660.
30. Lopez-Santin, J.; Sola, C. y Lema, J.M. Substrate and product inhibition significance in the kinetics of sucrose hydrolysis by invertase. Biotechnol. Bioeng. 24: 2721-2724, 1982.
31. Maeda, H.; Suzuki, H. y Sakimae, A. Preparation of immobilized invertase. Biotechnol. Bioeng. 15: 403-412, 1973.
32. Mansfeld, J. y Schellenberger, A. Invertase immobilized on macroporous polystyrene: properties and kinetic characterization. Biotechnol. Bioeng. 29: 72-78, 1987.

33. Mason, R.D. y Weetall, H.H. Invertase covalently coupled to porous glass preparation and characterization. Biotechnol. Bioeng. 14: 637-645, 1972.
34. Mazariegos, S. Importaciones de glucosa dextrosa y levulosa o fructosa, y consumo nacional de azúcar blanca refinada por la industria manufacturera, en los años 1980 a 1984. Proyecto ICAITI pp 3, 1984.
35. Meade, G.; Chen, J. Sugar Manufacture and Refining, John Wiley & sons, New York, 1977.
36. Moser, A. Bioprocess Technology Kinetics and Reactors, Springer-Verlag, New York, 1981.
37. Nakajima, M.; Jimbo, N.; Nishizawa, K.; Nabetani, H. y Watanabe, A. Conversion of sucrose by immobilized invertase in an asymmetric membrane reactor. Process Biochem. 22 (4) 32-35, 1988.
38. Nash, J.; Walker-Smith, M. Non-linear Parameter Estimation, Marcel Dekker Inc., New York, 1988
39. Ooshima, H.; Sakimoto, H. y Harano, Y. Characteristics of immobilized invertase. Biotechnol. Bioeng. 22: 2155-2167, 1980.
40. Payne, J. Unit Operations in Cane Sugar Production, Elsevier Scientific Publishing Co., New York, 1982 pp 71-80.
41. Perry, J.; Chilton, C.; Kirkpatrick, S. Chemical Engineering Handbook, McGraw-Hill, New York, 1963.

42. Pinto, C. Optimización de la actividad de invertasa en distintos géneros de levaduras. Informe preliminar, ICAITI, 1988.
43. Pira, L. Optimización de la actividad de invertasa en levaduras del género Saccharomyces. Informe preliminar, ICAITI, 1988.
44. Radovic, L.; Tasic, A.; Grozdanic, D.; Djordjevic, B.; Valent, V. Computer design and analysis of operation of a multiple-effect evaporator system in the sugar industry. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 18: 318-322, 1979.
45. Rohsenau, W.; Hartrett, J.; Ganic, M. Handbook of Heat Transfer, McGraw-Hill, 1973.
46. Simionescu, C.; Popa, M.I. y Dumitriu, S. Bioactive polymers. XXX. Immobilization of invertase on the diazonium salt of 4-aminobenzoylcellulose. Biotechnol. Bioeng. 29: 361-365, 1987.
47. Tjoe, T.; Linhoff, B. Using Pinch technology for process retrofit. Chem. Eng., April 28, 1986 pp 47-60.
48. Toda, K. Kinetics of enzymatic sucrose inversion at elevated temperatures. J. Ferment. Technol. 50: 615-624, 1972.
49. Toda, K.; Shoda, M. Sucrose inversion by immobilized yeast cells in a complete mixing reactor. Biotechnol. Bioeng. 17: 481-496, 1975.

50. Turton, R.; Ferguson, D.; Levenspiel, O. Charts for the performance and design of heat exchangers. Chem. Eng., August 18, 1986 pp 81-88.
51. Wang, D.; Cooney, C.; Demain, A.; Dunnill, P.; Humphrey, A.; Lilly, M. Fermentation and Enzyme Technology, John Wiley and Sons, New York, 1979.
52. Zajic, J.; Leduy, A. A geometrical approach for differentiation of an experimental function at a point: applied to growth and product formation. Biotechnol. Bioeng. 15: 805-810, 1973.
53. Zimmerman, O.; Lavine, I. Chemical Engineering Costs, Dover N.H., 1950

12. APENDICE

Tabla de calibración bomba

Se presenta en el cuadro 23, los datos para la calibración de la bomba utilizada para inyectar la suspensión de levadura al aparato de inmovilización. A cada marca le corresponde su flujo volumétrico como se puede apreciar en dicho cuadro.

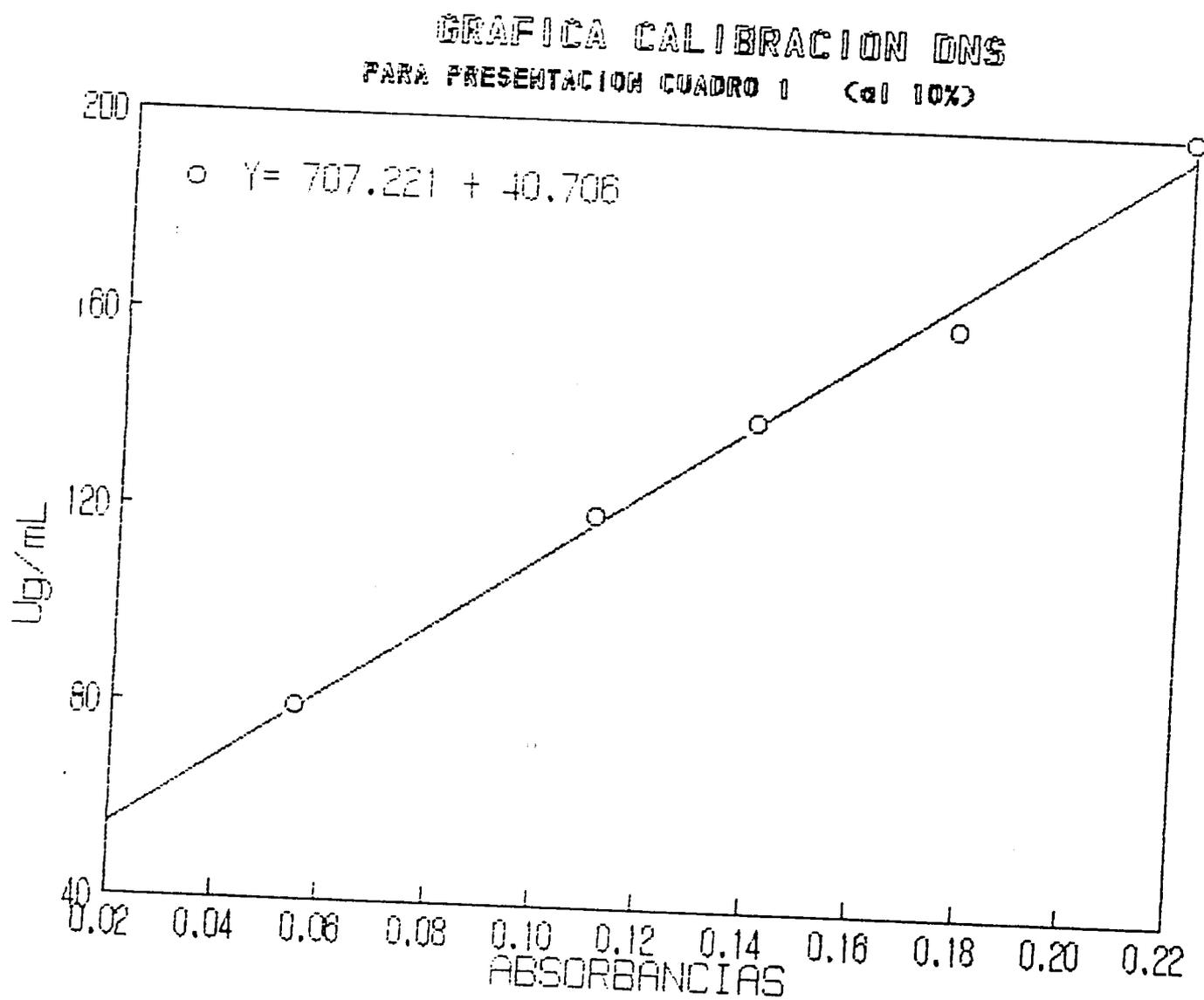
Marca	Tiempo, s	Volumen, ml	Flujo, ml/s
1	102.63	4.0	.0390
2	85.96	9.0	.1047
3	55.14	10.0	.1814
4	43.54	10.5	.2412
5	31.54	10.0	.3171
6	26.22	10.0	.3814
7	21.31	9.5	.4458
8	18.34	10.0	.5453
9	24.82	14.5	.5842
10	16.87	10.5	.6224

Curvas de calibración para determinar azúcares por el método colorimétrico DNS

La gráfica 16 que acompaña al cuadro 1 (10%) se preparó mediante el ajuste de regresión de cinco soluciones de concentración de azúcares conocida. Se presenta el análisis de regresión hecho en el paquete 'logicial Lotus 123' y su respectiva gráfica.

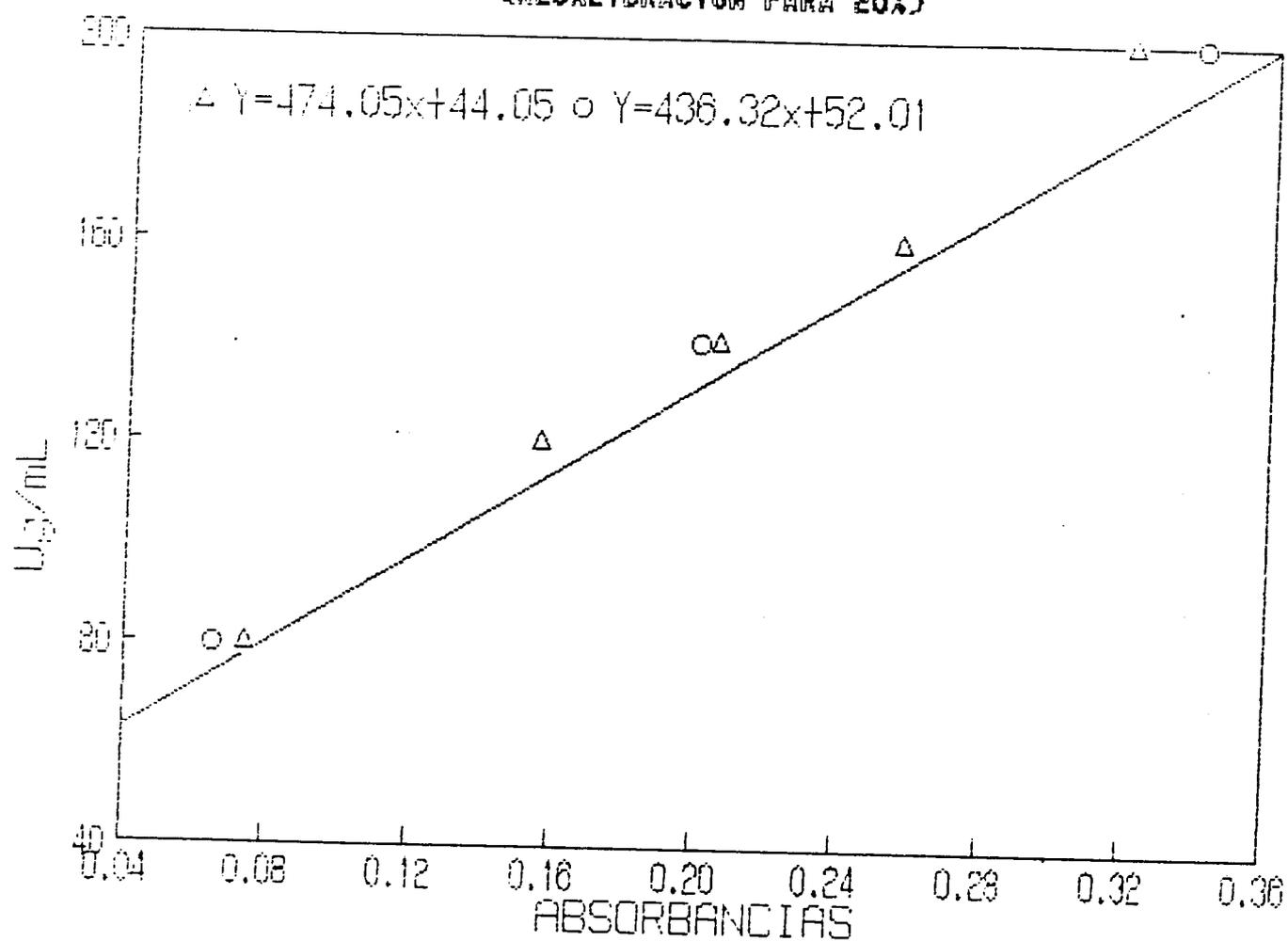
Para acompañar al cuadro 2 (15%) fue necesario preparar nuevo DNS, ya que este reactivo es bastante inestable. Se presenta el análisis de regresión como la nueva gráfica 17. Es conveniente señalar que para el cuadro 3 (20%) fue necesario hacer una recalibración para tres puntos únicamente. Como se observa en la gráfica 17, los puntos se desvian ligeramente de la recta de calibración para 15%.

Gráfica 16. Calibración DNS para el análisis de muestras al 10%



Gráfica 17. Calibración DNS para el análisis de muestras al 15 y 20%

GRAFICA CALIBRACION Y RECALIBRACION DNS
PARA PRESENTACION CUADROS 2 Y 3 (AL 15% Y 20%)
(RECALIBRACION PARA 20%)



ANALISIS DE REGRESION PARA GRAFICA CUADRO 1
(AL 10%)

0.055	80	Regression output:	
0.110	120	Constant	40.706
0.140	140	Std Err of Y Est	4.117
0.177	160	R Squared	0.994
0.220	200	No. of Observations	5.000
		Degrees of Freedom	3.000
		X Coefficient(s)	707.221
		Std Err of Coef.	32.654

ANALISIS DE REGRESION PARA GRAFICA CUADRO 2
(AL 15%)

0.074	80	Regression output:	
0.156	120	Constant	44.053
0.206	140	Std Err of Y Est	4.281
0.256	160	R Squared	0.993
0.320	200	No. of Observations	5.000
		Degrees of Freedom	3.000
		X Coefficient(s)	474.046
		Std Err of Coef.	22.768

ANALISIS DE REGRESION PARA GRAFICA CUADRO 3
(AL 20%)

0.065	80	Regression output:	
0.200	140	Constant	52.010
0.340	200	Std Err of Y Est	0.891
		R Squared	1.000
		No. of Observations	3.000
		Degrees of Freedom	1.000
		X Coefficient(s)	436.316
		Std Err of Coef.	4.580

Print-out Program

Se presenta el "print-out" del programa para simular sistemas de evaporación de triple efecto.

```

10 PRINT "PROGRAMA PARA SIMULAR SISTEMAS DE EVAPORACION, TRIPLE EFECTO"
12 DIM T(5),BPE(5),U( ), TAU(5), DELTAT(5), DELTATA(5), L(5), X(5)
13 DIM LAMBDA(5), CP(5), XX(5), V(5), A(5), D(5,5), F(5,5)
14 REM INGRESO DE DATOS
15 PRINT "INGRESE DATOS ALIMENTACION"
20 INPUT "X="; X
21 INPUT "F="; F
22 INPUT "TF="; TF
23 PRINT "INGRESE CONDICIONES DEL VAPOR AL PRIMER EFECTO"
24 INPUT "TO="; TO
25 PRINT "INGRESE CONDICIONES FINALES DEL VAPOR SATURADO"
26 INPUT "T(3)="; T(3)
27 REM ENCONTRAR FLUJO DE PRODUCTO (KG/HR) -BALANCE DE MASA SOBRE TODO EL SISTE
A-
28 PRINT "INGRESE COMPOSICION EN EL PRODUCTO"
29 INPUT X(3)
30 L(3)= (F*X)/X(3)
31 REM DE RADOVIC; ET.AL; DISEÑO DE SIST. EVAP. PARA SOLUCIONES DE AZUCAR
32 PRINT "INGRESE LOS INCREMENTOS EN EL PTO. DE EBULLICION (BPE)"
33 PRINT "INGRESE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR GLOBAL (KCAL/M2 H
C)"
34 FOR I=1 TO 3
35 INPUT BPE(I)
36 INPUT U(I)
37 NEXT I
40 REM DEFINIR TAU Y T PARA CADA EFECTO, DONDE TAU ES LA TEMP. DE EBULLICION DEL
LIQUIDO Y T. ES LA TEMP. DE SATURACION DEL SOLVENTE PURO A LA PRESION DE
CADA EFECTO.
45 TAU(3)= BPE(3)+T(3)
50 DELTAT= TO-TAU(3)
55 PRINT "LA CAIDA DE TEMPERATURA A TRAVES DEL SISTEMA ES";
57 PRINT DELTAT
60 GOSUB 600
65 DELTAT(2)= DELTAT(1)*(U(1)/U(2))
70 DELTAT(3)= DELTAT(1)*(U(1)/U(3))
71 FOR I=1 TO 3
72 DELTATA(I)= DELTAT(I)
73 NEXT I
75 TAU(1)= TO-DELTATA(1)
80 T(1)= TAU(1)-BPE(1)
85 TAU(2)= T(1)-DELTATA(2)
90 T(2)= TAU(2)-BPE(2)
100 GOSUB 1000
110 REM SUBROUTINA METODO GAUSS PARA RESOLUCION DE ECUACIONES SIMULTANEAS LINEALE
S
115 GOSUB 800
251 IF A=0 THEN GOTO 260
252 FOR I=1 TO 2
253 XX(I)=X(I)
254 NEXT I
260 X(1)= (F*X)/L(1)
270 X(2)= (F*X)/L(2)
271 IF A=0 THEN GOTO 280
272 IF (X(1)-XX(1))<=.02 AND (X(2)-XX(2))<=.02 THEN GOTO 315
280 GOSUB 2000
290 REM SUBROUTINA METODO GAUSS PARA RESOLUCION DE ECUACIONES SIMULTANEAS LINEALE

```

```

295 GOSUB 900
300 GOTO 251
310 REM CALCULO DE VO (CANTIDAD DE VAPOR INTRODUCIDO AL PRIMER EFECTO).
315 LAMBDA0= 606.5-.695*T0
320 CPF= 1-.006*(X*100)
325 LAMBDA1= LAMBDA(1)+(TAU(1)-CF(1)*TAU(1))
330 VO= ((F-L(1))*LAMBDA1-F*(CPF*TF-CF(1)*TAU(1)))/LAMBDA0
335 REM CALCULO DE AREAS -SUFONIENDO QUE TENEMOS AREAS IGUALES EN LOS TRES EFECT
OS-
336 REM CALCULO DE CANTIDAD DE VAPOR PRODUCIDO EN CADA EFECTO.
340 V(1)= F-L(1)
345 V(2)= L(1)-L(2)
350 V(3)= L(2)-L(3)
351 A(1)= (VO*LAMBDA0)/(U(1)*DELTATA(1))
352 A(2)= (V(1)*LAMBDA(1))/(U(2)*DELTATA(2))
353 A(3)= (V(2)*LAMBDA(2))/(U(3)*DELTATA(3))
355 REM CALCULO DEL AREA FROMEDIO
360 APROM= ((A(1)*DELTATA(1))+A(2)*DELTATA(2))+A(3)*DELTATA(3))/DELTAT
365 REM CALCULAR CORRECCION DE CAIDA DE TEMP. A TRAVES DE CADA EFECTO.
370 FOR I=1 TO 3
372 DELTAT(I)= (A(I)/APROM)*DELTATA(I)
375 NEXT I
380 REM PROCEDIMIENTO ITERATIVO
385 FOR I=1 TO 3
390 IF ABS(DELTAT(I)-DELTATA(I))>.001 THEN GOTO 399
391 NEXT I
392 GOTO 410
399 K=K+1
400 IF K=10 THEN GOTO 485
405 GOTO 71
410 LPRINT "HEMOS LLEGADO A LA CONVERGENCIA EN";K; "ITERACIONES"
420 LPRINT "*****"
425 REM RESUMEN PARA CADA EFECTO; TAU Y T
427 FOR I=1 TO 3
428 LPRINT "EFECTO";I
429 LPRINT "LA TEMP. DEL LIQUIDO ES"; TAU(I)
430 LPRINT "LA TEMP. DE SATURACION ES"; T(I)
431 NEXT I
435 PRINT
436 PRINT
437 LPRINT "EL FLUJO DEL PRIMER LICOR ES "; L(1) " KG/HR ";
"CON UNA COMPOSICION DE"; X(1)
438 LPRINT "EL FLUJO DEL SEGUNDO LICOR ES "; L(2)." KG/HR ";
"CON UNA COMPOSICION DE"; X(2)
439 LPRINT "EL FLUJO DE PRODUCTO ES "; L(3) " KG/HR ";
"CON UNA COMPOSICION DE"; X(3)
440 PRINT
441 PRINT
445 LPRINT "LA CANTIDAD DE VAPOR PRODUCIDO EN CADA EFECTO ES"
446 FOR I=1 TO 3
447 LPRINT "EFECTO ";I;" ";V(I); " KG/HR"
448 NEXT I
449 PRINT
450 PRINT
455 LPRINT "LA CAIDA DE TEMPERATURA A TRAVES DE CADA EFECTO ES"
456 FOR I=1 TO 3
457 LPRINT "EFECTO ";I;" ";DELTAT(I); " C"
458 NEXT I
459 PRINT
460 PRINT

```

```

465 LPRINT "EL AREA DE INTERCAMBIO DE CALOR PARA CADA EFECTO ES"; AFROM; " M2"
470 LPRINT "LA CANTIDAD DE VAPOR CONSUMIDA ES"; VO; " KG/HR"
480 LPRINT "*****"
481 GOTO 490
485 F. INT "NO SE LOGRO CONVERGENCIA. 1) CAMBIE DE CONDICIONES O 2) AUMENTE NO.
        MÁXIMO DE ITERACIONES"
490 STOP
500 END
500 DEF PROGRAMA DE WEBSTEIN. DEFINIR LA FUNCION DE LA FORMA Y=F(Y)
510 DEF FNT(Y)= DELTAT-(U(1)/U(2))* Y-(U(1)/U(3))*Y
520 INPUT "INGRESE LA APROXIMACION INICIAL:", AO
530 INPUT "INGRESE LA TOLERANCIA:", T
540 INPUT "INGRESE EL NUMERO MAXIMO DE ITERACIONES:", N
545 B= FNT(AO)
550 C= FNT(AO)
560 FOR I=1 TO N
570 S= (FNT(B)-FNT(AO))/(B-AO)
580 Q= S/(S-1)
590 C= (1-Q)*FNT(B)+Q*B
700 IF ABS((C-B)/C)<T THEN GOTO 760
710 AO=B
720 B=C
730 NEXT I
740 PRINT "EL METODO DE WEBSTEIN FRACASO CON EL NUMERO DE ITERACIONES INDICADAS"

760 DELTAT(1)=C
770 RETURN
800 DEFDBL G
810 R=2
815 D(1,1)= (TAU(1)-TAU(2)-LAMBDA(1)-LAMBDA(2))
820 D(1,2)= LAMBDA(2)
825 D(1,3)= -1*(F*LAMBDA(1))
830 D(2,1)= LAMBDA(2)
835 D(2,2)= (TAU(2)-TAU(3)-LAMBDA(2)-LAMBDA(3))
840 D(2,3)= L(3)*LAMBDA(3)
845 FOR J=1 TO R
850 FOR I=J TO R
855 IF D(I,J)≠0 GOTO 871
860 NEXT I
865 PRINT "NO HAY SOLUCIONES UNICAS"
870 GOTO 899
871 FOR M=1 TO R+1
872 G= D(J,M)
873 D(J,M)=D(I,M)
875 D(I,M)=G
880 NEXT M
881 E= 1/D(J,J)
882 FOR M=1 TO R+1
883 D(J,M)= E*D(J,M)
885 NEXT M
886 FOR I=1 TO R
887 IF I=J GOTO 893
888 E= -D(I,J)
890 FOR M=1 TO R+1
891 D(I,M)= D(I,M)+E*D(J,M)
892 NEXT M
893 NEXT I
895 NEXT J

```

```

896 L(1)= INT(D(1,R+1)*1000+.5)/1000
897 L(2)= INT(D(2,R+1)*1000+.5)/1000
898 RETURN
899 GOTO 490
900 DEFDBL H
910 P=2
915 F(1,1)= (CP(1)*TAU(1)-CP(2)*TAU(2)-LAMBDA(1)-LAMBDA2)
920 F(1,2)= LAMBDA2
925 F(1,3)= -1*(F*LAMBDA(1))
930 F(2,1)= LAMBDA(2)
935 F(2,2)= (CP(2)*TAU(2)-CP(3)*TAU(3)-LAMBDA(2)-LAMBDA3)
940 F(2,3)= L(3)*LAMBDA3
945 FOR J=1 TO P
950 FOR I=J TO P
955 IF F(I,J)<=0 GOTO 971
960 NEXT I
965 PRINT "NO HAY SOLUCIONES UNICAS"
970 GOTO 999
971 FOR M=1 TO P+1
972 H= F(J,M)
973 F(J,M)=F(I,M)
975 F(I,M)=H
980 NEXT M
981 W=1/F(J,J)
982 FOR M=1 TO P+1
983 F(J,M)= W*F(J,M)
985 NEXT M
986 FOR I=1 TO P
987 IF I=J GOTO 993
988 W =-F(I,J)
990 FOR M=1 TO P+1
991 F(I,M)=F(I,M)+W*F(J,M)
992 NEXT M
993 NEXT I
995 NEXT J
996 L(1)= INT(F(1,P+1)*1000+.5)/1000
997 L(2)= INT(F(2,P+1)*1000+.5)/1000
998 RETURN
999 GOTO 490
1000 A=0
1001 REM SUBROUTINA PARA CALCULO DE ENTALPIAS Y CALORES LATENTES DE VAPORIZACION
      -INDEPENDIENTE DE LA COMPOSICION-
1005 REM LAS ENTALPIAS VAN A SER IGUAL AL SOLVENTE PURO CON UN CALOR ESPECIFICO
      PROMEDIO DE 1KCAL/KG C. -INDEPENDIENTE DE LA TEMP.-
1010 REM CALCULO DE CALOR LATENTE DE VAPORIZACION (LAMBDAv) SEGUN ECUACION DE
      REGNAULT'S
1015 FOR I=1 TO 3
1016 LAMBDA(I)= 606.5-.695*TAU(I)
1017 NEXT I
1020 RETURN
2000 A=1
2001 REM SUBROUTINA PARA CALCULO DE ENTALPIAS Y CALORES LATENTES DE VAPORIZACION
      -EN FUNCION DE LA COMPOSICION-
2005 REM LAS ENTALPIAS SE EXPRESAN EN FUNCION DEL CALOR ESPECIFICO DE SOL. DE
      SACAROSA SEGUN HUGOT. -INDEPENDIENTE DE LA TEMP.-
2010 FOR I=1 TO 3
2015 CP(I)= 1-.006*(X(I)*100)
2020 NEXT I
2025 REM RE-CALCULO DE LAMBDA'S SEGUN REGNAULT'S TOMANDO EN CUENTA COMPOSICION.
2030 LAMBDA2= LAMBDA(2)+(TAU(2)-CP(2)*TAU(2))
2035 LAMBDA3= LAMBDA(3)+(TAU(3)-CP(3)*TAU(3))
2040 RETURN

```