

Titulo: Evaluación técnico económica de alternativas de producción de etanol a partir de bagazo de caña de azúcar.

Autores: Yaser Oliva Conyedo¹, Leyanis Mesa Garriga¹, Erenio González Suárez¹, Eulogio Castro Galiano²; Meilyn González Cortés¹

¹ Center of Analysis Procces. Central University of Las Villas. Cuba

²Department of Chemical, Environmental and Materials Engineering. University of Jaén. Spain

Corresponding author: erenio@uclv.edu.cu

Summary:

In this work was made a comparative technic –economic analysis of the possibilities of ethanol production from xilose and glucose or ethanol production from glucose and furfural from xilose. It was consider a second stage of Organosolv pretreatment by the higher quality lignin separation and the Presac system for glucose fermentation with *S. cereviceae* yeast. In the study are analyzed both alternatives including moreover, the lignin supply for raw material from other productions. The cost of ethanol liter, the cost of production and PRD were considerer economical indicators. The results show that the alternative considering the ethanol productions from xilosa present lower cost by ethanol liter and PRD upper to 6.5 years, but higher values of the cost of production with relation the alternative that considering the furfural from xilosa.

Keys words: Unitarian production cost, cost by dollar, PRD, ethanol, furfural, lignin

Resumen:

En el trabajo se realiza un análisis técnico-económico comparativo de las posibilidades de producción de etanol o furfural a partir de la xilosa obtenida después de la aplicación de una primera etapa de pretratamiento con H_2SO_4 . Se considera una segunda etapa de pretratamiento Organosolv para la separación de la lignina de alta calidad y la configuración PreSac para la fermentación de la glucosa con la levadura *S. cereviceae* para el análisis de los resultados. En el estudio se analizan ambas alternativas (etanol de xilosa con una eficiencia del 78% y furfural de xilosa) incluyendo además, el aprovechamiento de la lignina como materia prima para otras producciones. Se toman como indicadores el costo unitario, el costo por peso y el PRD. Los resultados muestran que la variante que considera la obtención de etanol a partir de xilosa presenta menor costo unitario de etanol y un PRD superior a los 6.5 años, pero

mayores valores del costo por peso con respecto a la variante que considera la obtención de furfural a partir de la xilosa.

Palabras claves: Costo unitario, costo por peso, PRD, etanol, furfural, lignina

Introducción:

En el presente trabajo se ha iniciado un estudio sobre la obtención de etanol de segunda generación, utilizando como material lignocelulósico el bagazo de caña de azúcar, abundante en Cuba, y es una de la biomasa residual derivada del proceso de extracción de sacarosa de la caña de azúcar.

El interés por el uso de materiales lignocelulósicos como materia prima en procesos de transformación por microorganismos es importante desde hace ya varias décadas. Entre las razones fundamentales por tal interés se tienen:

Ø La materia lignocelulósica es el subproducto agroindustrial de mayor abundancia.

Ø Es una fuente de materia prima renovable, por constituir una parte estructural en el reino vegetal.

Ø Sus tres mayores constituyentes (celulosa, hemicelulosa y lignina) encuentran aplicaciones prácticas apreciables. La celulosa se utiliza por ejemplo para la obtención de etanol y biomasa, la hemicelulosa como fuente de etanol y/o biomasa y la lignina como fuente de combustible, adhesivo o inmunoadyuvante.

Desarrollo

Definición del Esquema Tecnológico

Según las tecnologías existentes para la obtención de bioetanol, reportadas en la literatura, por diferentes autores y con los estudios anteriores reportados por (Mesa et al., 2009) se llegó a definir un esquema tecnológico.

Este esquema consta de dos etapas de fraccionamiento. En la primera, cuando se obtiene xilosa como producto para la obtención de etanol, la biomasa se somete a la acción de una solución de Acido Sulfúrico al 1% v/v en presencia de vapor a 120°C y una relación sólido/ líquido de 1:4 Kg: L. Cuando la primera etapa está dirigida a la obtención de furfural, la temperatura es 175°C, la concentración de ácido sulfúrico es 1% en masa en base a la fibra seca y la relación sólido-líquido es 1:1 Kg: L. El tiempo de residencia de ambas alternativas es 40 minutos. Posteriormente, el sólido resultante de cada alternativa se trata con una solución de hidróxido de sodio y etanol al 5% masa en base a fibra seca y 30 % v/v respectivamente, también con vapor a 185°C. La relación sólido-líquido es 1:7 y el tiempo de residencia de la segunda etapa de pretratamiento es 60 minutos considerando

tiempos de carga y descarga de 20 minutos para cada variante.

Luego de terminad el pretratamiento en dos etapas, la biomasa se somete a la acción de las celulasas por un término de 24 a 36 horas, en el cual se obtiene una solución de azúcares listos para fermentar con levaduras del tipo *S. Cerevisiae*. Esta operación se puede realizar de 3 formas diferentes:

1. Sacarificación y Fermentación Separadas
2. Presacarificación y Fermentación
3. Sacarificación y Fermentación Simultaneas

Derivado de este proceso se obtiene un fermento con el grado alcohólico necesario para ser destilado en una columna de destilación.

De lo anteriormente expuesto se derivan 6 variantes tecnológicas las cuales se enumeran a continuación:

Variante 1: Sacarificación y fermentación Separadas con primera etapa a 120° C

Variante 2: Presacarificación y Fermentación con primera etapa a 120° C

Variante 3: Sacarificación y Fermentación Simultaneas con primera etapa a 120° C

Variante 4: Sacarificación y fermentación Separadas con primera etapa a 175° C

Variante 5: Presacarificación y Fermentación con primera etapa a 175° C

Variante 6: Sacarificación y Fermentación Simultaneas con primera etapa a 175° C

Definición de las bases y ecuaciones para el diseño de los equipos

De acuerdo a las características peculiares de cada etapa básica, la producción de bioetanol y sus coproductos, se llevaran a cabo en una planta de forma semicontinuo. Capacidad de producción de **100 litros de etanol diarios, se operará 8 horas al día, durante 5 días a la semana. (300 días al año).**

Para cada una de las 6 variantes tecnológicas se calcularon los balances de materiales y energía y se seleccionó el equipamiento adecuado según lo reportado por Mesa, L (Mesa et al., 2009).

Los principales equipos se muestran a continuación:

1. Sistema de manipulación de bagazo de alimentación.
2. Bomba de dosificación de ácido sulfúrico.
3. Digestores (reactores) para la reacción ácida de separación de los pentosanos, con inyección de vapor.

4. Sistema de recuperación y condensación de los componentes de interés económico de los vapores de la primera etapa (al menos etanol).
5. Conductor de residuo lignocelulósico de primera etapa y prensa de tipo tornillo de separación y conducción hasta segunda etapa.
6. Bomba de dosificación de hidróxido de sodio.
7. Bomba de alimentación de agua para ajuste de hidromodulo y sistema de lavado de sólidos pretratados.
8. Bomba de alimentación de agua de enfriamiento.
9. Bomba de alimentación de agua para recirculación de corrientes acuosas en el proceso.
10. Digestores (reactores) para la reacción básica de separación de la lignina con inyección de vapor.
11. Sistema de recuperación y condensación de los componentes de interés económico de los vapores de la segunda etapa(al menos etanol).
12. Conductor de residuo lignocelulósico de segunda etapa y prensa de tipo tornillo de separación y conducción hasta etapa de hidrolizado.
13. Tanque de almacenamiento de aguas de lavado de la segunda etapa.
14. Equipos de la etapa de hidrólisis enzimática.
15. Sistema de manipulación de sólidos de desecho de la hidrólisis enzimática;
16. Tanque de almacenamiento de jarabe producto de la sacarificación.
17. Equipos de evaporación y concentración de los jarabes;
18. Sistema de condensado de los vapores de la etapa de concentración de los jarabes.
19. Etapa de fermentación alcohólica.
20. Etapa de destilación.

Resultados del Balance de materiales

A modo de ejemplo se reporta en la siguiente tabla los resultados del balance de materiales para el esquema de la primera variante tecnológica.

Kg/día	PRETRATAMIENTO 1					PRETRATAMIENTO 2				
	BI	Ac	Agua	LP1	MC1	Etanol	NaOH	Agua	LP2	MC2
Ghucosa	164,1			10,5	153,6				14,2	139,3
Xilosa	103,8			80,3	23,5				8,9	14,6
Lignina	64,8			0,6	64,2				20,3	43,9
Agua	17,3		1400,0	854,2	563,1			609,7		
Acido		3,5								
Etanol						642,1				
NaOH							12,1			
Total	350,0	3,5	1400,0	945,6	804,4	642,1	12,1	609,7	43,4	197,9

Kg/día	HE		EVAPOR. GLU		FERM GLUC		FERMPENT		DESTILACION			
	LicAm	SDes	Ag Ev	Lic Conc	CO2	Lic Fenn	CO2	Lic Fenn	F	Vapor	D	W
Ghucosa	101,8	37,6		101,8								
Xilosa	10,9	3,7		10,9								
Lignina	0,0	43,9										
Agua	2088,9	85,9	1353,5	735,5		756,6		608,3	1364,9		4,1	1878,4
Vapor										517,6		
Etanol						46,7		31,0	77,7		77,6	0,0
CO2					44,9		29,7					
Total	2201,6	171,1	1353,5	848,2	44,9	803,3	29,7	639,2	1442,5	517,6	81,7	1878,4

La diferencia entre las variantes restantes esta dada fundamentalmente por el rendimiento de etanol por Kg de bagazo, calculado previamente en el laboratorio y reportados por Mesa L (Mesa et al., 2009). El dimensionamiento de los equipos se realizó tomando como base las ecuaciones de diseño de cada uno de ellos.

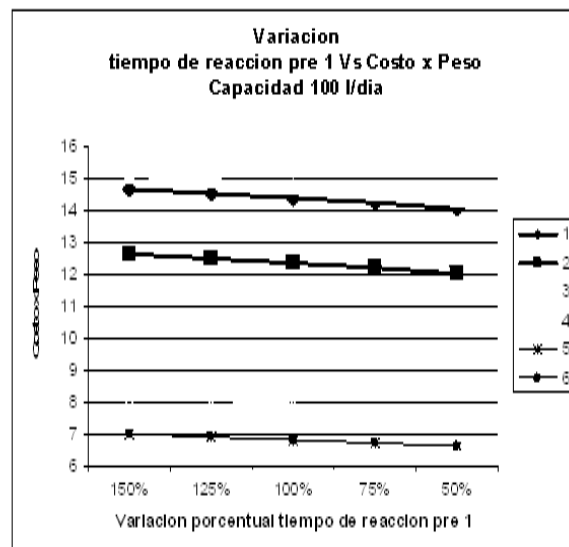
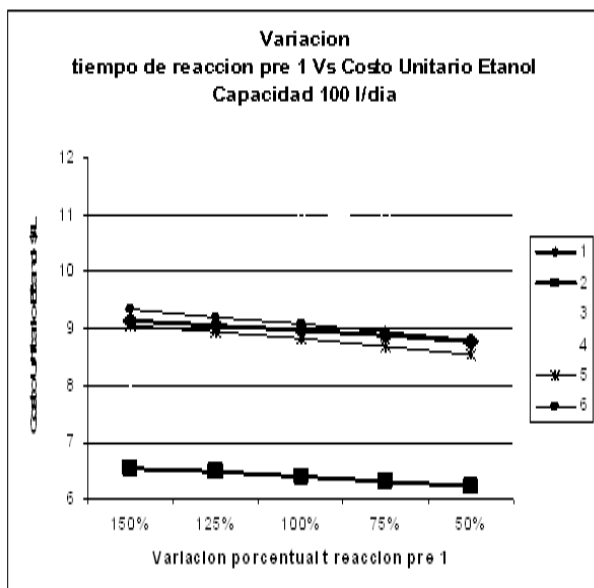
ETAPAS	EQUIPOS	ECUACIONES
PRETRATAMIENTO 1	REACTOR 1	Ecuaciones de volumen de un cilindro con fondo cónico. Considerando tiempo de residencia. (Levenspiel, 1974)
	Condensador de los vapores para reactor 1	Metodología de cálculo de condensadores de tubos y coraza. (Kern, 1999)
	Prensa Lavadora	Ecuaciones de diseño mecánico.
PRETRATAMIENTO 2	REACTOR 2	Ecuaciones de volumen de un cilindro con fondo cónico. Considerando tiempo de residencia. (Levenspiel, 1974)
	Condensador de los vapores para reactor 2	Metodología de cálculo de condensadores de tubos y coraza. (Kern, 1999)
	Prensa Lavadora	Ecuaciones de diseño mecánico.
ETAPAS	EQUIPOS	ECUACIONES
HIDROLISIS ENZIMÁTICA	Reactor hidrólisis enzimática	Ecuaciones de volumen de un cilindro horizontal. Considerando tiempo de residencia.
EVAPORACIÓN	Evaporador de doble efecto	Metodología de cálculo para evaporadores de doble efecto. (Kern, 1999), (Kasafin, 1971), (McCabe, 1991)
FERMENTACIÓN	Fermentadores	Ecuaciones de volumen de un cilindro. Considerando tiempo de residencia. Garcia A, Rico I
DESTILACIÓN	Columna empacadas con anillos Raching	Metodología de Mc Thiele para las etapas teóricas. (Treybal, 1986), (McCabe, 1991), (Pavlov, 1980)
	Condensador de etanol	Metodología de cálculo de condensadores de tubos y coraza. (Kern, 1999)

Con los estimados de costo reportados por Peters (**Peters and Timmerhaus, 1991**) y los resultados del diseño y del balance de materiales se calcularon los costos inversionistas y los costos totales de producción. Los principales resultados se muestran en la siguiente tabla.

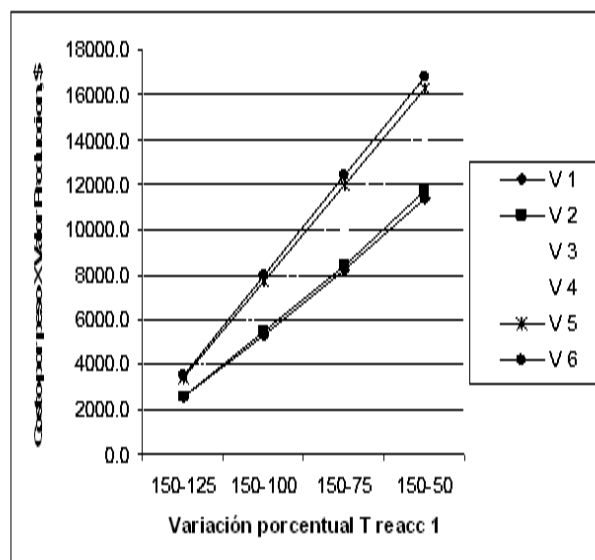
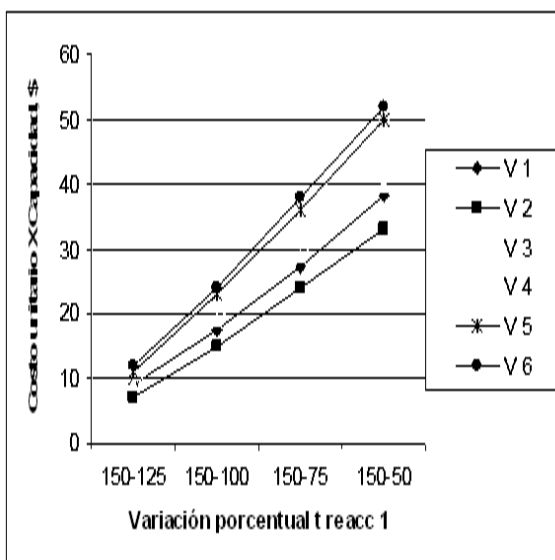
V	Bagazo Kg/día	Furfural Kg/día	Capital Invertido, \$ 10 ⁶	CTP, \$/año	Costo Enzima, \$/año	Costo Bagazo, \$/año	Costo Vapor, \$/año	Costo Unitario, \$/l	Costo X Peso
1	350,00	no	1,531	269299,2	3982,66	2205,00	4823,2	8,98	14,41
2	284,00	no	1,103	191873,5	3231,65	1789,20	1667,3	6,40	12,35
3	382,00	no	1,319	230771,5	4346,79	2406,60	1889,1	7,69	14,76
4	538,00	62,09	1,849	331406,3	6405,90	3389,40	5488,1	11,05	7,94
5	560,00	95,86	1,479	264576,1	6667,85	3528,00	1292,3	8,82	6,82
6	589,00	100,82	1,521	272582,2	7013,15	3710,70	1307,0	9,09	6,81

A pesar de que los resultados en los indicadores económicos son desfavorables por estar evaluando la tecnología a escala Piloto, este tipo de análisis nos indica de cual de las 6 alternativas presenta mejores resultados y así poder discriminar posibles análisis futuros.

Esta tabla nos permite estudiar la sensibilidad a los cambios de precio e insumo de varios factores entre otros: al precio de las enzimas, Al precio del bagazo, Al precio del vapor, Al precio del furfural, tiempo de reacción en el pretratamiento 1, tiempo de reacción en el pretratamiento 2, el tiempo de reacción en la hidrólisis enzimática y la densidad en la hidrólisis enzimática.



La variación del tiempo de reacción en la etapa de fraccionamiento 1, en valores de tiempo desde 50 % hasta 150 % su valor original, origina variaciones del costo unitario de etanol entre 0,5 y 1 \$/litros aproximadamente, lo que se pudiera interpretar como que este es un factor poco sensible a los indicadores económicos. Es por ello que se hizo necesario otro tipo de análisis que pudiera mostrar la variación real de cada una de las variables estudiadas.



Lo que nos muestra que la variación del tiempo de reacción en el fraccionamiento 1 entre 50 y 150 % puede reportar variaciones en el valor de la producción de etanol entre 20 y 40 \$ diarios y que la variación del tiempo de reacción en el fraccionamiento 1 entre 50 y 150 % puede reportar variaciones en el valor de la producción total anual entre 10000 y 14000 \$

En la siguiente tabla se muestran los resultados del análisis de sensibilidad al resto de las variables analizadas.

Variable	Variación C.U, \$/litro	Variación Costo por peso	Variación Valor Producción Etanol, \$/día	Variación Valor Producción Total Anual, \$/año.
Tiempo de reacción fraccionamiento1	0,5-1	0,5-1	20-40	10000-14000
Tiempo de reacción fraccionamiento2	1,2-1,5	1,3- 1,5	80- 110	30000-40000
Tiempo de reacción hidrólisis enzimática	1,1- 2,1	1-2	60-130	20000-40000
Densidad del hidrolizado	3,5- 6,5	2-5	250-500	30000-70000
Precio de las enzimas	Sin variación		15-35	3000-7000
Precio del bagazo	Sin variación	Sin variación	10-16	200-500
Precio de venta del Furfural	-	5- 6	-	120000-130000
Precio de venta de la lignina	-	0,1- 0,5	-	3000-7000
Precio de venta del sólido residual	-	0,6 -1,8	-	20000-27000

Lo que se puede inferir que bajo las condiciones y consideraciones tomadas en este estudio, las variables que mayor incidencia tienen sobre los indicadores económicos son: el precio de venta del furfural, densidad del hidrolizado, el tiempo de reacción en el fraccionamiento 2, tiempo de reacción de la hidrólisis enzimática y el tiempo de reacción del fraccionamiento 1.

Como se ha dicho por Pedraza y González (**Pedraza and González, 2005**), los estudios de sensibilidad brindan una visión incompleta del efecto de la incertidumbre en la evaluación de una alternativa de inversión, por ello se consideró la evaluación del efecto una combinación de las variables a las cuales existe sensibilidad en la mejor variante (PRESAC) y se determinaron las condiciones óptimas.

Combinaciones derivadas del diseño 3² para la alternativa que incluye la obtención de etanol a partir de la xilosa se muestran en la siguiente tabla.

N	Tiempo total del proceso (X1)	Carga enzimática UPF/g de sustrato (X2)	Costo Unitario/litro	Costo/Peso	PRD	Ganancia 106 USD/año
1	30	10	0.50	0.55	8	6.78
2	30	20	0.47	0.53	7	7.36
3	30	30	0.44	0.52	6.5	7.95
4	32	10	0.49	0.54	7.7	6.97
5	32	20	0.46	0.53	7	7.55
6	32	30	0.43	0.51	6.5	8.13
7	34	10	0.48	0.54	7.6	7.15
8	34	20	0.45	0.52	7	7.74
9	34	30	0.43	0.51	6.4	8.32

$$\text{Costo Unitario, } \$/L = 0.449 - 0.0083X_1 - 0.028X_2 + 0.00167X_1^2 + 0.0025X_1X_2 + 0.00167X_2^2$$

$$\text{PRD, años} = 6.489 - 0.0833X_1 - 0.65X_2 + 0.016667X_1^2 + 0.075X_1X_2 + 0.1166X_2^2$$

$$\text{Ganacia, \$} = 7.55 + 0.1867X_1 + 0.5833X_2$$

Según las ecuaciones obtenidas es adecuado determinar los valores óptimos de los costos de un litro de etanol, donde se obtiene un mínimo para: **tiempo = 1.34196 (34.68 horas) y E = 1.51357 (35.13 UPF/g de sustrato)**, los que son valores fuera de la región experimental estudiada, pero cercanos a ella y que permitirían hipotéticamente un costo mínimo de **0.4067**, inferior en 0.013 (3.196 %) al mínimo que se alcanza en los extremos de la región experimental con los estimados del modelo que serían de 0.4180 para valores de X1=1 y X2=1.

Un análisis similar se realizó pero incluyendo la obtención de furfural a partir de la fracción de xilosa los resultados se muestran en la siguiente tabla.

N	Tiempo total del proceso (X1)	Carga enzimática UPF/g de sustrato (X2)	Costo Unitario/litro	Costo/Peso	PRD	Ganancia 106 USD/año
1	30	10	0.50	0.55	8	6.78
2	30	20	0.47	0.53	7	7.36
3	30	30	0.44	0.52	6.5	7.95
4	32	10	0.49	0.54	7.7	6.97
5	32	20	0.46	0.53	7	7.55
6	32	30	0.43	0.51	6.5	8.13
7	34	10	0.48	0.54	7.6	7.15
8	34	20	0.45	0.52	7	7.74
9	34	30	0.43	0.51	6.4	8.32

$$\text{Costo Unitario, } \$/\text{litro} = 0.75889 - 0.03167X_1 - 0.08833X_2 + 0.001667X_1^2 + 0.0075X_1X_2 + 0.01167X_2^2$$

$$\text{PRD, años} = 2.544 + 0.0333X_1 - 0.1667X_2 + 0.03333X_1^2 + 0.025X_1X_2 + 0.0333X_2^2$$

$$\text{Ganacia, \$} = 15.44 + 0.25X_1 + 0.8X_2 - 0.0033X_1^2 + 0.0033X_2^2$$

;Según las ecuaciones obtenidas es adecuado determinar los valores óptimos del Periodo de Recuperación de la Inversión (PRD), donde se obtiene un mínimo para: **tiempo = - 1.675686 (28.66 horas) y E = 3.13203 (51.3 UPF/g de sustrato)**, los que son valores fuera de la región experimental, y relativamente lejanos a ella, sobre todo en lo referente a la carga enzimática que aunque permitirían hipotéticamente un PRD mínimo de **2.2511** inferior al también estimado por el modelo como mejor dentro de la región experimental de 2.3816 en 0.1305 (5.48 %) requeriría una costosa verificación por el alto consumo de enzimas. De acuerdo con estos resultados se podrían alcanzar mejoras en el PRD y ganancia a partir de verificar fuera de la región experimental el comportamiento de los modelos, pero sin que esto implique grandes saltos en la ganancia, ni seguras mejoras en el PRD, que ya con el valor alcanzado justifican las inversiones estimadas.

Conclusiones.

1. Los estudios experimentales a nivel de laboratorio son la base fundamental para el estudio y desarrollo de las propuestas tecnológicas y su escalado a nivel de Planta Piloto.
2. De las variantes tecnológicas propuestas la de mejores resultados tecnico- económicas resultó ser la PreSac, bajo las condiciones estudiadas.
3. Se pueden determinar las variables de mayor incidencia en los indicadores económicos estudiados con los resultados obtenidos en el laboratorio, el uso sistemático de la simulación a través del EXCEL y una adecuada selección y diseño de los equipos,
4. La factibilidad económica en la producción de etanol de residuos lignocelulósicos solo es posible mediante la obtención de coproductos de alto valor agregado.

Bibliografía

1. KASATKIN, A. G. (1971) Operaciones Básicas y Aparatos en la tecnología química.
2. KERN, D. Q. (1999) Procesos de transferencia de calor.
3. LEVENSPIEL, O. (1974) Ingeniería de las reacciones químicas. 359-381, 395-441.
4. MCCABE, W. (1991) Operaciones unitarias en ingeniería química. IN MCGRAW-HILL (Ed.) Cuarta edición ed.
5. MESA, L., GONZÁLEZ, E., ZAMORA, M. M., GALIANO, E. C., CARA, C. & KAFAROV, V. (2009) Economic Evaluation of pre-treatment alternatives for ethanol production from sugar cane bagasse. 17 th European Biomass Conference & Exhibition From Research to Industry and Markets. Hamburgo, Alemania.
6. PAVLOV, K. F. (1980) Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química.
7. PEDRAZA, J. & GONZÁLEZ, E. (2005) Consideración de la incertidumbre en los parámetros de diseño de los equipos.), en: González, E. (Editor).: Vías para el diseño de nuevas instalaciones de la industria química, fermentativa y farmacéutica.
8. PETERS, M. S. & TIMMERHAUS, K. D. (1991) Plant design and economics for chemical engineers. IN MCGRAW-HILL, I. (Ed.) Fourth Edition ed.
9. TREYBAL, R. E. (1986) Operaciones con transferencia de masa.