DIMENSIONAMIENTO Y EVALUACION ECONOMICA PARA UNA PLANTA ORGANOSOLV (*)

Víctor Otárola L.; Claudio Zaror Z.; Roberto Melo S.
Universidad de Concepción, Concepción

SUMARIO

Dado que las plantas kraft sólo son rentables a grandes capacidades de producción y además producen algún grado de alteración del medio ambiente, si no se toman medidas costosas, se justifica la búsqueda de nuevas alternativas de pulpaje químico.

En este contexto, los procesos organosolv, que se caracterizan por usar como licor de cocción solventes orgánicos, representan una buena alternativa para la solución de los problemas anteriormente expuestos.

Un proceso organosolv específico es el proceso SOMA, que usa como reactivos de cocción soda-metanol-antraquinona, y para el cual ha sido probada su factibilidad técnica a escala de laboratorio, tanto en la parte de cocción como en el blanqueo de la pulpa.

El objetivo fundamental de este trabajo es dimensionar y evaluar una planta SOMA en un rango de capacidades de 300 a 700 tpsa/día.

(*) Este trabajo se desarrolló como parte del Proyecto PNUD CHI 87/018.

1. Antecedentes

Actualmente, la tecnología más desarrollada, en la producción de celulosa es el proceso kraft, pero a pesar de este hecho, adolece de serias desventajas entre las cuales cabe mencionar las siguientes:

- Altos costos de inversión.
- Altos consumos de energía.
- Operación económica sólo a grandes volúmenes de producción.
- Exigencia de descontaminación de los efluentes.

Lo anterior tiene las siguientes implicaciones: hace difícil la instalación de una planta con bajos niveles de producción en sectores en donde los recursos fibrosos son relativamente limitados. La segunda implicancia es un alto nivel de degradación del medio ambiente, si no se toman las precauciones necesarias.

El fraccionamiento de la madera mediante procesos organosolv es una alternativa propuesta por primera vez hace más de 6 décadas (1) y se diferencia fundamentalmente de los procesos comerciales en la sustitución de Na_2S (principal causante de la contaminación) por solventes orgánicos.

La factibilidad técnica del pulpaje soda-metanol-antraquinona (SOMA) con madera de eucalipto, se probó experimentalmente por Müller (2), encontrando que es posible obtener pulpas de calidad papelera.

Con respecto al blanqueo de pulpas organosolv se han hecho varios trabajos probando distintas secuencias así como también distintas especies de madera (3) (4) (5). Se aprecia una tendencia hacia el blanqueo mediante secuencias cortas con la inclusión de oxígeno en una etapa de predeslignificación y/o en una etapa de extracción oxidativa.

La predeslignificación con oxígeno como etapa previa a la decloración se ha comenzado a usar desde principio de los años 70 (6) y aunque no se ha implementado en la industria, como se previó inicialmente, sólo se debe a razones de tipo económico

puesto que su uso representa avances importantes en la reducción de la carga contaminante en los efluentes de la planta, junto con el ahorro de productos químicos durante el blanqueo.

Por otro lado, en el contexto de los procesos organosolv, sus reactivos son generalmente caros y algunas veces tóxicos, luego es indispensable para la posible instalación de este tipo el diseño de un sistema eficiente que permita la recuperación de reactivos.

Laxen (7) hizo estudios sobre descargas de planta organosolv y mostró esquemas básicos de recuperación de reactivos para distintos procesos con solventes orgánicos. Con sus cálculos de rentabilidad pudo constatar que el retorno sobre la inversión es más alto para las plantas organosolv que para plantas kraft y esto se debe principalmente al ciclo de recuperación más simple, puesto que la caldera de recuperación y el horno de cal han sido eliminados del proceso.

En base a lo anterior Laxen pudo predecir que a capacidades similares o más bajas que una planta kraft, las plantas organosolv pueden ser rentables.

Felck, J. (1987) (8) describió el proceso patentado como "MD Organocell" el cual consta de dos etapas:

1a. etapa : usando metanol-agua.

2a. etapa : adicionando NaOH.

La recuperación de solvente (metanol) se realiza por destilación y la recuperación de soda por electrólisis en celdas de membrana.

Puesto que la recuperación de soda dentro de los procesos alcalinos tienen un costo de inversión y de operación importante, siempre son motivo de investigación nuevas tecnologías que llevan a una recuperación menos costosa y más eficiente.

Una modificación al proceso convencional de recuperación de soda fue propuesto por Janson en 1982 (9). El proceso usa borato de sodio que retorna como $NaB(OH)_4$ a la caldera de recuperación donde se deshidrata generando $NaBO_2$ completando el

ciclo.

Un proceso similar es el denominado "Direct alcaline recovery systems" (DARS) diseñado por Westling, Mc Kean en 1982 (10); en este caso, se agrega óxido férrico al licor negro generándose ferrito de sodio ($Na_2OFe_2O_3$) que se remueve de la caldera y se somete a hidrólisis recuperando, de esta forma, el NaOH y regenerando el Fe_2O_3.

2. Diseño y Programación

Existen numerosos métodos para dimensionar y posteriormente determinar montos de inversión en plantas de proceso, los cuales van desde estimacions basadas sólo en la capacidad de la planta hasta cálculos rigurosos que incluyen a cada uno de los equipos que conforman el proceso.

La selección del o los métodos a utilizar dependerá del tipo de estudio que se esté realizando y finalmente, de acuerdo a la metodología usada, es posible obtener resultados con márgenes de error de ± 30%, para estudios de prefactibilidad.

Dentro de este contexto, en este trabajo se hizo el dimensionamiento y evaluación económica a nivel de prefactibilidad para una planta organosolv que opere a bajos niveles de producción (100-500 t.p.d.). La planta producirá celulosa blanca a partir de madera de eucalipto. El proceso organisolv a usar se denomina SOMA y utiliza como reactivos de cocción soda-metanol-antraquinona. Este proceso ha sido probado experimentalmente en cuanto a su factibilidad técnica en la cocción y en el blanqueo de la pulpa mediante una secuencia corta (O-C/D-E/O-D).

De los resultados obtenidos, se concluyó que una planta organosolv operando con el proceso Soma, no es rentable a bajas capacidades y esto obedece principalmente a los elevados costos de operación.

Utilizando expresiones que permitan ampliar este estudio, a capacidades superiores, imposibles de analizar con las expresiones empleadas para dimensionar y evaluar los distintos

equipos en la primera etapa del estudio, se efectuó una segunda evaluación económica.

Esta segunda evaluación se hizo en base a los mismos antecedentes técnicos anteriores. Como índices de evaluación se usaron los siguientes parámetros: Valor Neto Presente, Tasa Interna de Retorno, Retorno sobre Inversión y Tiempo de pago. Se elaboró un modelo económico computacional (en planilla de cálculo) que permitió efectuar análisis de sensitividad de los principales factores de costo sobre la rentabilidad. El estudio permitió concluir que la viabilidad económica del proceso depende fundamentalmente del costo de la madera y del precio de la pulpa. Con los valores actuales de mercado, la inversión es marginalmente desfavorable.

Se desarrolló un modelo computacional sencillo que sirve de herramienta de análisis para determinar el efecto de los diferentes factores sobre la rentabilidad. Se usó una planilla de cálculo estándar (Supercalc, versión 3.2) en un microcomputador con sistema operativo MS-DOS.

Las relaciones matemáticas del modelo de evaluación fueron:

Ingreso neto = Ingreso - Costos

Ingreso = S*P

Costo = (CU)*S

Ingreso Neto = S (P- (CU))

Si toda la inversión y puesta en marcha se realiza durante el primer año, y asumiendo que se alcanza plena producción a partir del comienzo del segundo año:

$$VNP = \text{Valor Neto Presente} = -K + SUM\ (S(P-CU)/(1+i)^N)$$

donde K es la inversión, i es la tasa de descuento y N es el número de año de operación (desde 1 a 10, en este caso).

Por lo tanto, el procedimiento se puede esquematizar de la siguiente manera:

1) Definir la escala de producción (S) y el precio del producto (P), a partir de datos de mercado.
2) Estimar la inversión K a partir de la información técnica y costos de equipos.
3) Estimar los costos de operación anual a partir de la información técnica.
4) Generar el Flujo de Caja correspondiente a la vida del proyecto.
5) Calcular el VNP, TIR, RI y tiempo de pago a partir del flujo de caja.

Para calcular el Flujo de Caja se consideraron dos escalas, 300 y 700 TPD.

Los Costos de Inversión se estimaron aproximadamente en base a los datos proporcionados por Otárola, adecuadamente escalados y actualizados.

Se consideró que la inversión inicial se efectúa durante el primer año. Las instalaciones son relativamente sencillas por lo que esta suposición es bastante realista. Más aún, el proceso mismo es simple y se puede suponer que se estará operando a plena capacidad a partir de fines del primer año.

En la inversión se incluye:

- Capital fijo (CF): Costo físico de los equipos, instalación y obras.
- Capital de trabajo (CT) (en este caso, equivalente al costo de 3 meses de operación).

El estudio realizado en primera instancia concluyó en una inversión total del orden de US$ 80 millones para una planta de 170.000 Ton pulpa/año. Esta estimación corresponde a menos de US$ 500/Ton producto/año, lo que es mucho menor que el valor de inversiones actuales en el caso chileno (US$ 1000-2000/Ton

pulpa/año). Por lo tanto, se decidió usar, como primera aproximación un valor de inversión correspondiente a US$ 1000/Ton pulpa/año (se eligió el límite inferior del rango actual, para tomar en cuenta las posibles economías en equipo que el proceso Soma tendría).

$$K = 1000 * S \text{ (US\$)}$$

El capital de trabajo se estimó en base al monto requerido para sostener la producción por 3 meses. Este período incluye el tiempo de procesamiento total (aproximadamente 2 meses) y 1 mes para comercialización.

$$CT = (3/12)\ CU * S$$

donde CU es el costo de producción por unidad de producto (tonelada de pulpa blanqueada). (CT está ya incluido en el valor indicado anteriormente).

Por lo tanto, laa inversión de capital requerida es:

$$K = 1000 * S.$$

Los costos de operación anual tienen que ser estimados a partir de un análisis del proceso y de los requerimientos de mano de obra, insumos y energía en función de la escala de operación.

Dichos costos se pueden dividir en una componente variable, dependiente del volumen de producción y una componente fija.

Costo de Operación Anual = Costo Variable + Costo Fijo

En este estudio, se consideraron los siguientes ítems:

a) Costos Variables:

Materias primas (a partir de datos del proceso)

Otros materiales (5% de mantención)

Utilities (vapor, agua) (a partir de datos del proceso)

Mano de obra variable (a partir del tipo de proceso)

b) Costos Fijos:

Mantención (5-10% capital fijo)

Mano de obra fija (a partir del tipo de proceso)

Supervisión (20% de mano de obra fija)

Administración (50% de mano de obra fija)

Seguros, etc. (4% del capital fijo)

Con esta información se puede generar el Flujo de Caja, a partir del cual se pueden calcular los índices de evaluación.

3. Resultados

Los resultados finales de los Flujos de Caja para ambas capacidades de producción se detallan en los Cuadros 1 y 2.

4. Conclusiones

Como se puede ver en los Cuadros 1 y 2, la rentabilidad es marginalmente desfavorable. Cuando se considera la renta bruta, la TIR es del orden de 23% (muy cercana a la tasa de descuento de 20%), con un valor similar del Retorno sobre la Inversión. Sin embargo, los indicadores para los valores netos (considerando un impuesto a las utilidades del orden de 40%), dichos valores caen al 12-13%, casi la mitad de la tasa de descuento.

El tiempo de pago está en el rango de 5-9 años.

La rentabilidad global se ve marginalmente favorecida por la escala de producción. El mayor factor de costo corresponde

a las materias primas (60% del costo de operación). El resultado es fuertemente sensitivo al precio de la madera y la antraquinona; una disminución del 20% (o un aumento equivalente en el precio de la pulpa) en estos precios, transforma el proyecto en una inversión atractiva.

5. Bibliografía

1. Katzen, R. et al. Pulp and paper, 144-149 (1986).
2. Müller, P. Informe Habilitación Profesional. Facultad de Ingeniería, Universidad de Concepción (1986).
3. Lónnberg, B. et al. Paperi Ja PUU, (10) 826-830 (1987).
4. Reinoso, E. et al. "Empleo de oxígeno en el preblanqueo de pastas de eucalipto". Centro de Investigación de la Empresa Nacional de Celulosa (CIE), España (1989).
5. Castro, J. Informe Habilitación Profesional. Facultad de Ingeniería, Universidad de Concepción (1989).
6. Castro, J. obra citada ref. (5).
7. Laxén, T. Paperi Ja Puu, (5), 417-421 (1987).
8. Felck, J. et al. Int. Symp. on Wood and Pulping Chem., París, 5. 369-372 (1987).
9. Janson, Academic Press, Inc. "Advances in chemical pulping processes", 171 (1983).
10. Westling, J.; Mc Kean, W. Academic Press Inc. Advances in chemical pulping processes, 168 (1983).

Cuadro 1

EVALUACION DE PROCESO SOMA

Producción: 700 Ton/día

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	20
Inversión	252.000									
COSTO PRODUCCION										
Materias primas	0	79.097	79.097	79.097	79.097	79.097	79.097	79.097	79.097	79.097
Total	252.000	131.795	131.795	131.795	131.795	131.795	131.795	131.795	131.795	131.795
INGRESOS	0	189.875	189.875	189.875	189.875	189.875	189.875	189.875	189.875	189.875
Neto	-252.000	58.080	58.080	58.080	58.080	58.080	58.080	58.080	58.080	58.080
Acumulado Bruto	-252.000	-193.920	-135.840	-77.760	-19.679	38.401	96.481	154.561	212.641	270.722
Menos 40% tax	-252.000	34.848	34.848	34.848	34.848	34.848	34.848	34.848	34.848	34.848
Acumulado Neto	-252.000	-217.152	-182.304	-147.456	-112.608	-77.760	-42.911	-8.063	26.785	61.633

	Neto (40% tax)	Bruto
i	20%	
VNP	-69.344 US$	24.426 US$
TIR	12,3%	22,6%
RET.INV.	13,8%	23,1%

Cuadro 2

EVALUACION DE PROCESO SOMA

Producción: 300 Ton/día

	0	1	2	3	4	5	6	7	8 ...	20
Inversión	108.000									
COSTO PRODUCCION										
Materias primas	0	33.890	33.890	33.890	33.890	33.890	33.890	33.890	33.890	33.890
Total	108.000	56.484	56.484	56.484	56.484	56.484	56.484	56.484	56.484	56.484
INGRESOS	0	81.375	81.375	81.375	81.375	81.375	81.375	81.375	81.375	81.375
Neto	-108.000	24.892	24.892	24.892	24.892	24.892	24.892	24.892	24.892	24.892
Acumulado Bruto	-108.000	-83.109	-58.217	-33.326	-8.434	16.458	41.349	66.241	91.132	116.024
Menos 40% tax	-108.000	14.935	14.935	14.935	14.935	14.935	14.935	14.935	14.935	14.935
Acumulado Neto	-108.000	-93.065	-78.130	-63.195	-48.260	-33.326	-18.391	-3.456	11.479	26.414

	Neto (-40%)	Bruto
i	.2	
VNP	-29.719 US$	10.468 US$
TIR	12,3%	22,6%
RET.INV.	13,8%	23,1%