

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**



Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán

Estudio de un reactor de lecho fluidizado para la producción de Acido Tereftálico, a partir de para-xileno y aire.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A:

TITO ROMÁN BECERRIL ESTRADA

ASESOR:

DR. RAFAEL HERRERA NAJERA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



ESTADOS UNIDOS MEXICANOS
SECRETARÍA DE EDUCACIÓN PÚBLICA

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS



DR. JUAN ANTONIO MONTARAZ CRESPO
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLAN
P R E S E N T E

ATN: Q. Ma. del Carmen García Mijares
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la FES Cuautitlán

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS:

Estudio de un reactor de lecho fluidizado para la producción
de Acido Tereftálico, a partir de para-xileno y aire.

que presenta el pasante: Tito Román Becerril Estrada.
con número de cuenta: 7303162-6 para obtener el título de :
Ingeniero Químico

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

ATENTAMENTE
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Cuautitlán Izcalli, Méx. a 03 de Noviembre de 2005

PRESIDENTE	<u>Dr. Rafael Herrera Nájera.</u>	
VOCAL	<u>Dr. Adolfo Obaya Valdivia.</u>	
SECRETARIO	<u>Dr. Ricardo Paramont Hernández García</u>	
PRIMER SUPLENTE	<u>I.Q. Gilberto Atilano Amaya Ventura.</u>	
SEGUNDO SUPLENTE	<u>Dra. Ester Agacino Valdés.</u>	

AGRADECIMIENTOS

Éste es un trabajo hecho con tesón y ahínco, producto de bastante tiempo de investigación y estudio, a lo largo del cual se contó con la valiosa colaboración de mucha gente que de forma noble y desprendida aportó experiencia, conocimiento, tiempo, esfuerzo y opiniones. Desde los magníficos operadores con que cuenta la planta, incluyendo Jefes de Turno, personal de Laboratorio y de Mantenimiento, Jefes de Área, y obviamente las Gerencias: Técnica, de Producción, Mantenimiento, y la Dirección de Operaciones, sin cuyo apoyo no hubiera sido posible cristalizar éste esfuerzo. No pudiendo ser de otra manera, trabajos de éste tipo no pueden ser llevados a cabo de forma individual, obligadamente tienen que ser fruto de una labor colectiva.

La lista de agradecimientos es muy grande; como no tener presente, la actitud de estimulante apoyo por parte de los compañeros del departamento de Proyectos, al grado de hacerme sentir uno de ellos, Guille y su valiosa ayuda en el manejo de la computadora y el apoyo logístico, el recibimiento cálido y fraterno, de franco apoyo por parte de todos los viejos compañeros.

Sin embargo en ánimo de reducirla. Quiero comenzar por hacer mención del Ing. Germán Aboytes Vera por su gran apoyo y paciencia, del Ing. José Luis Gallegos Vargas por su apoyo fraterno y solidario, así como por sus atinados consejos, todo lo cual constituye un monumento a la amistad, del Ing. Roberto Gómez Gómez, por su gran disposición para cooperar e integrar el proyecto como un esfuerzo colectivo, del Ing. Marcos Castro Tapia por su apoyo y solidaridad, agradecer al Ing. Ignacio Morales Torres compañero antiguo de varias batallas, por su apoyo efectivo y discreto, lo mismo que al Ing. Gustavo Sánchez González. De manera muy especial al Ing. José Luis Cazariago Mancera, excelente Ingeniero y mejor persona y amigo, sin cuyo apoyo generoso no hubiera sido posible éste trabajo, al igual que al Ing. Adolfo Pérez Vidal, de quien aprendí de su tesón, su fobia a la ineficiencia y su sentido de la relevancia que deben tener, las gentes que están cercanas a uno, ambos, que han sido mis jefes durante una buena etapa de mi vida profesional.

No puedo dejar de mencionar a personas muy importantes para la realización de éste trabajo, durante la primera etapa. Algunas de las cuales ya no laboran en la empresa: al Químico Gustavo Albarrán Alba, quien con sus conocimientos y brillantez, realizó aportaciones de gran valía, al Ing. Juan Antonio Guzmán Gómez, que con su capacidad de trabajo y gran paciencia aportó tolerancia y supo incidir fuertemente en los conocimientos adquiridos de la Unidad. A la persona de mayor influencia en mi formación profesional, quien conjuga una mezcla poco común de virtudes y alcances; entre las que se encuentran: una gran cultura de trabajo, disciplina, tesón, capacidad organizativa y un amplio criterio, al Ing. Federico González Flores, quien fue mi conductor y maestro durante prácticamente todo el tiempo que he ejercido mi carrera, que fomentó y apoyó muchos de los trabajos que posteriormente se relacionaron con el presente, y de quien me hubiera gustado aprender más cosas. Y por supuesto a Tereftalatos Mexicanos S.A., por todas las facilidades otorgadas para la realización de éste trabajo. Empresa donde adquirí mi formación profesional, y a la cual me siento muy orgulloso de haber pertenecido.

También quiero agradecer profundamente al Dr. Rafael Herrera Nájera, por su apoyo y gran paciencia en la elaboración del presente trabajo, pero sobre todo por haberme brindado el privilegio de ser mi Asesor de Tesis.

Estoy consiente de que la lista no está completa, y espero que los que no estén en ella no se sientan agraviados, al interpretarlo como una muestra de ingratitud. Sépase que a todos se les tiene presentes y se valora su ayuda, y nada sería más apropiado que el que se sintieran copartícipes de éste trabajo, por que esa es la realidad.

Vaya pues mi enorme agradecimiento a todos y cada uno de ellos (los enlistados y los no enlistados).

Tito Román Becerril Estrada.

DEDICATORIAS

***Como un Homenaje Póstumo.
Para la Señora Margarita Estrada Pérez.
Mujer en quien “Fue enteramente Digno el Ser Humano.”
Mi Madre.***

***Dedicado también,
por su Enorme Calidad Humana al Señor
José Estrada Pérez.***

ÍNDICE

RESUMEN.	06
I. INTRODUCCIÓN.	07
II. IMPORTANCIA DEL ÁCIDO TEREFHTÁLICO.	
II.1 Poliéster: Usos y Aplicaciones.	10
II.2 PTA: Relación con DMT.	13
II.3 Estado y Perspectivas del Mercado Mundial de PTA.	15
III. ANTECEDENTES.	
III.1 Historia del proceso.	20
III.2 Evolución Tecnológica.	22
IV. OBJETIVO	24
V. DESARROLLO.	
V.1 Descripción del proceso.	25
V.2 Reacciones.	28
V.3 Modelo del reactor de lecho fluidizado.	30
V.4 Datos de entrada al modelo.	31
V.5 Datos de salida del modelo.	34
VI. APLICACIÓN DEL MODELO.	
VI.1 Corrida con datos de planta industrial.	36
VI.2 Corridas con datos hipotéticos.	45
VII. CONCLUSIONES.	51
VIII. REFLEXIONES.	52
BIBLIOGRAFÍA.	56
APÉNDICES.	58

RESUMEN

El proceso de fabricación de ácido tereftálico es complejo, ya que involucra prácticamente a todas las operaciones unitarias, sin embargo su control descansa básicamente en el comportamiento del reactor. De ahí la necesidad de contar con personal capaz de integrar modelos que describan adecuadamente el comportamiento del reactor de lecho fluidizado típico de este proceso, así como también de personal capaz de manejar el modelo e interpretar los resultados que se obtienen con él traduciéndolos en acciones que hagan más eficiente la producción del ácido tereftálico.

El presente trabajo consiste básicamente en el estudio de un reactor de lecho fluidizado característico de los procesos de fabricación de Ácido Tereftálico (TA). Es importante señalar que esto se hizo utilizando un modelo desarrollado por el autor del presente trabajo en una planta productora de Ácido Tereftálico, por lo que el estudio se concreta a demostrar las enormes ventajas que se tienen cuando se dispone de herramientas de este tipo. Para ello se llevaron a cabo simulaciones utilizando datos de planta del proceso industrial, así como también datos hipotéticos que de alguna manera representan posibilidades que se pueden presentar en el proceso industrial. Los resultados obtenidos al alimentar al modelo los datos de planta permiten corroborar que fue acertada la forma en la que fueron integrados los principios de conservación de masa y energía así como los conceptos básicos de cinética química y termodinámica para integrar dicho modelo.

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

El Ácido Tereftálico Purificado es la principal materia prima para la fabricación del poliéster, y sus frecuentes innovaciones técnicas y económicas, son las causantes de que la industria del poliéster, tenga tan destacado lugar y haya sufrido un crecimiento tan espectacular a nivel mundial.

Existe solamente una empresa productora de Ácido Tereftálico Purificado (PTA) en el país, la cual cuenta con capital nacional, con mano de obra 100% nacional, y ha tenido un desarrollo verdaderamente impresionante, desde hace ya algunos años, al grado de situarse entre las empresas de su tipo más importantes del mundo, y ha seguido una política de expansión y desarrollo, audaz y agresiva, que desafortunadamente es muy poco común ver, en países como el nuestro. En muchos aspectos ésta empresa es ejemplar. Ocupa tecnología de punta y cuenta con equipo e instalaciones a la altura de las empresas de vanguardia mundial. Sus niveles de producción, de productividad, sus índices económicos y su excelente calidad en el producto elaborado, la sitúan también en un lugar preponderante. Un factor que ha sido determinante para sus exitosos resultados, es el nivel de excelencia de su personal, que en muchos casos, se encuentra entre los mejores del mundo.

La fabricación del Ácido Tereftálico es un proceso complejo, que involucra prácticamente todas las operaciones unitarias, con la característica de que además está muy inter-relacionado, de tal forma que la vinculación normal existente en todo proceso, aquí se acentúa más. Esto adquiere una repercusión mayor en el reactor, equipo en donde por características propias se determinan aspectos tan importantes como: la calidad, la eficiencia de reacción, las características del fluido de proceso a manejar y por lo mismo la manera en que van a ser alimentados los demás equipos, con lo que se establecen las condiciones a las que van o deben operar. Pero también la manera en que estos equipos estén operando tendrá influencia en el reactor, por ejemplo; las características del solvente reciclado, las de la recirculación de licores madres, sin mencionar las inherentes a la capacidad. Dicho de otra forma el reactor es el corazón y el centro del proceso, todo lo que pasa en él, repercute en el proceso, sin embargo también lo que pasa en el proceso afecta al reactor, estableciéndose por lo tanto una relación muy interactiva.

De acuerdo a lo anterior es posible afirmar, que básicamente el control de la producción del Ácido Tereftálico (cualitativa y cuantitativamente), descansa en el comportamiento del reactor. Derivándose de esto la importancia, en su aspecto técnico, del trabajo realizado.

Como se podrá ver en líneas posteriores, en el reactor de lecho fluidizado se llevan a cabo procesos de transferencia de masa, energía y momentum y por supuesto de reacciones químicas, lo cual configura un sistema muy complejo si pensamos que todos se llevan a cabo al mismo tiempo, que además interactúan unos con otros, y que dependiendo de las

circunstancias ésta interdependencia puede llegar a convertirse en crítica, volviendo determinante cualquiera de las variables involucradas o cualquier combinación posible de ellas. Esto define en buena medida el tipo de sistema, el nivel de complejidad y el tamaño del reto. Razones que vuelven tan atractivo su estudio y análisis. El gran desafío y la satisfacción proporcional, que se obtiene al irle arrancando sus secretos al sistema y poder superar problemas e irlo mejorando.

La razón de seleccionar el estudio del reactor, considerando la perspectiva de los balances de materia y energía, fue producto de varios factores; ir investigando cada uno de los parámetros relacionados, avanzar en el conocimiento y la interpretación del proceso, provocó un involucramiento cada vez mayor en el tema. Esto debido a que en el reactor son concurrentes todos los fenómenos que de manera individual se llevan a cabo en otras partes del proceso. Por lo que el avance en el conocimiento del sistema ponía de manifiesto cada vez con mayor claridad la necesidad de contar con un trabajo de éste tipo, para: por una parte asentar los conocimientos y la experiencia ya adquirida, y por otra cimentar las bases para enfrentar nuevos retos dentro de la evolución en el conocimiento y mejora del proceso de fabricación de Ácido Tereftálico. El PTA (Ácido Tereftálico Purificado) es la principal materia prima del poliéster, aunque no es la única, debido a que comercialmente, éste se fabrica a partir del PTA o del DMT (Dimetil Tereftalato). Por tal motivo se realiza una comparación entre los dos productos, señalando sus diferencias y las ventajas que dan lugar a que el PTA sea la materia prima preferida por los fabricantes de poliéster.

De todos es conocido que en cuanto a fibras sintéticas para ropa, el poliéster ha desplazado notoriamente a las otras fibras sintéticas con las que compite (nylon y acrílico), sólo basta verificar el contenido de las mismas en la ropa que existe en el mercado, debido a que mientras el poliéster es un componente común en la fabricación de las prendas que todos utilizamos (ya sea sólo o mezclado con algodón) es muy difícil encontrar actualmente en la composición de las prendas de vestir, nylon o acrílico. Y no solamente esto, también se han implementado usos relativamente nuevos para la resina de poliéster, como por ejemplo, la fabricación de botellas con PET (Polietilén Tereftalato), que han desplazado a las de vidrio y PVC, aparte de otros usos menos conocidos, pero que todos se ven reflejados en una mayor demanda de PET. De lo cual es responsable totalmente el PTA, debido a que con sus mejoras técnicas y económicas, se ha convertido en un producto abundante, de alta calidad, y cada vez más competitivo. Lo anterior se demuestra con el crecimiento espectacular que ha tenido y seguirá teniendo ésta industria a nivel mundial. Para soportar ésta afirmación es que se exhibe en las tablas del trabajo, la situación y perspectivas de ésta industria a nivel mundial.

Por otra parte, ésta es una industria de primer Mundo, que se inserta dentro de una economía propia de un país industrializado, básicamente por el nivel de complejidad que tiene su proceso y por que sus constantes mejoras tecnológicas obligan a sostener un nivel muy alto de investigación, para no verse rebasado por la competencia, aunque también podría ser un factor el costo de una planta industrial de éste tipo que es muy alto. El que en un país subdesarrollado como el nuestro exista una empresa de éstas características, evidentemente representa un caso atípico, al que se le debería sacar el mayor provecho posible, pues dados sus resultados nos está demostrando que es posible tener y manejar de manera óptima, industrias de vanguardia. Otro aspecto muy importante a resaltar es el que

la historia y evolución del proceso nos dan una lección extremadamente valiosa, y sobre todo tangible, de lo que es el origen y la evolución de una investigación aplicada de tipo científica y además exitosa, así como de las enormes ventajas que esto acarrea. Por lo que una parte sustancial del trabajo consiste en una revisión crítica de lo anterior, tratando de resaltar los puntos clave que tuvieron responsabilidad en el buen éxito del Proyecto, haciendo énfasis en la mentalidad y el enfoque que se debe tener para enfrentar un trabajo de éste tipo, en donde hay que abrir brecha y enfrentar muchos obstáculos inéditos, propios de un trabajo de investigación. Subrayando que para que sea viable tener como país, una investigación científica que dé resultados positivos, es indispensable que esté sustentada por un Sistema educativo, muy amplio y muy bueno.

CAPÍTULO II

IMPORTANCIA DEL ÁCIDO TEREFTÁLICO

II.1 POLIÉSTER: USOS Y APLICACIONES

Para tratar de entender lo que es la importancia de un producto, vamos a intentar darle su encuadre correcto: Un producto va a ser importante en función a los usos que tenga, esto es; el uso crea una necesidad, la necesidad crea una demanda, una demanda que va a requerir de una oferta para ser satisfecha, y que va a justificar una producción, por lo tanto al existir la demanda, se establecen las condiciones para la razón de ser de la oferta, que es la venta, (comercialización le llaman) y así, se crea el mercado. Entender lo anterior nos permite evaluar adecuadamente el funcionamiento del mercado mundial. En el caso que nos interesa, la demanda va a generar venta y la venta utilidad. Cualquier industria tiene como fin primordial, la rentabilidad, y ésta es proporcional a las ventas, por lo tanto, es vital e imprescindible que un producto tenga usos para que pueda tener demanda y así lograr generar ventas. Esto es lo que le va a dar presencia y va a determinar su importancia. Una vez establecido lo anterior, tratemos de ver lo que es el poliéster y su importancia.

El poliéster representado por el PET (Polietilén Tereftalato) y por el PBT (Polibutilén Tereftalato) está ocupando un destacado lugar entre los polímeros básicos en los campos de: las fibras, películas, envases, resinas para diversos usos, desde hace muchos años a la fecha.

En los campos de las fibras, películas y resinas, el poliéster está compitiendo fuertemente con el nylon (nylon-6 y nylon-66), los cuales son otros importantes polímeros básicos.

Por otro lado, el PET es una materia prima muy importante en la industria de las fibras e indispensable en la elaboración de la ropa de poliéster, mientras que el PBT, es un elemento esencial de la fibra elástica de poliéster recientemente comercializada. También en aplicaciones eléctricas y electrónicas están jugando un importante papel en forma de películas y resinas por las ventajas de su alta estabilidad dimensional bajo distinta humedad, balance mecánico y resistencia al calor. El PET está ocupando un lugar predominante en la grabación magnética (cinta y diskette), en las películas multicapas está tomando ventajas por la impresión espléndida que realiza. Tiene además, aplicaciones para formar: elastómeros termoplásticos de poliéster, que compiten con el poliuretano, resinas laminadas para fabricar; copas, platos y tapas, resinas adhesivas y de revestimiento, y algo que llama fuertemente la atención, resinas biodegradables (polibutilén succianato, PBS). Entre otros derivados, y varios más que están en estudio.

Las razones para que la fibra de PET tenga tan destacado lugar entre las fibras sintéticas para ropa con las que compite (nylon y acrílico) son: la característica de ser ropa de planchado permanente (lavar y usar), la característica de poder hacer hilo a alta velocidad, las mejoras económicas y técnicas de sus intermediarios que contribuyen a mejorar el costo considerablemente.

El PET ha sido popularizado como material básico de las botellas moldeadas con aire, que están reemplazando a las de vidrio y PVC, por las ventajas de: ser de bajo costo, muy ligeras, excelente claridad, y alta resistencia mecánica.

El PET es también reconocido por ser el mejor material para reciclar, pudiendo regresarlo a TA o DMT por hidrólisis o alcoholólisis, lo que representa una enorme ventaja con respecto a los demás polímeros, sobre todo si se toma en cuenta la fuerte presión social en contra de la contaminación ambiental.

La posición actual de privilegio que ocupa el poliéster (PET y PBT), poseyendo un gran mercado, con respecto a los demás polímeros con que compete, es seguramente atribuible a las frecuentes innovaciones técnicas y económicas de su principal materia prima, el Ácido Tereftálico Purificado (PTA), para hacer del PTA un elemento muy barato en la cadena de producción, comparado con los otros productos con los que compete.

La producción del Ácido Tereftálico Purificado (PTA) se lleva a cabo utilizando al para-xileno como materia prima, el cual es un derivado del petróleo. Para tener una idea más acabada de la cadena de producción, a continuación se describe el proceso de obtención del para-xileno:

El método de obtención del para-xileno es el siguiente; el petróleo crudo se alimenta a una etapa de destilación primaria que lo separa en diversas corrientes que tienen distintas temperaturas de ebullición. La nafta utilizada para el proceso de obtención del para-xileno es típicamente una corriente con una temperatura de ebullición de entre 120°C y 230°C, ésta se carga a un sistema de reactores químicos llamado “reformer” (reactores químicos que operan a condiciones elevadas de presión y temperatura) en donde la nafta se convierte en aromáticos. Las reacciones típicas incluyen ciclación (conversión de n-hexano en ciclohexano, etc.) y aromatización (conversión de ciclohexano en benceno, etc.). Los aromáticos obtenidos son una mezcla de benceno, tolueno, isómeros del xileno y aromáticos superiores.

La mayor parte de la corriente de salida de una unidad de reformado se convierte en gasolina de alto octanaje; sin embargo parte de ésta se utiliza en la producción de xilenos y otros aromáticos. En la producción de para-xileno, la corriente de salida del “reformer” pasa a una torre de destilación que elimina el butano y moléculas ligeras, posteriormente se somete a un proceso de extracción líquido-líquido en donde se separan los aromáticos de las parafinas y los naftenos (cíclicos no aromáticos), a continuación los aromáticos son separados del disolvente en una torre de destilación, dos torres de destilación más siguen a esta etapa, en la primera se separa el benceno y el tolueno de los xilenos y aromáticos más pesados y en la segunda se separan los xilenos de los aromáticos pesados. Por último la corriente de xilenos se enfría por debajo del punto de congelación del para-xileno. Los cristales de para-xileno resultantes son separados por centrifugación o filtración de sus isómeros orto-xileno y meta-xileno. El para-xileno resultante se funde y se almacena como producto.

La producción de para-xileno en 1965 fue de 184,000 Ton, que a un precio promedio de 0.176 USD da un volumen de ventas de alrededor de 32 millones de USD. Lo que nos da una referencia para valorar el incremento tan espectacular que ha tenido la producción de estos compuestos, situación que se podrá corroborar en líneas posteriores.

II.2 PTA: RELACIÓN CON DMT

El principal constituyente de las fibras de poliéster, es el PET (Polietilén Tereftalato), que en un principio usaba como materia prima el DMT (Dimetil Tereftalato). El DMT se produce por esterificación del Ácido Tereftálico (TA), y era al principio la única forma de alcanzar la pureza necesaria para la fabricación del PET, por lo que el DMT era el intermediario preferido por la industria del poliéster hasta finales de los 60's.

Debido a la desventaja inherente en el uso del DMT (producción de Metanol y la necesidad de recircularlo de la unidad de PET a la de DMT). Amoco desarrolló un proceso para producir Ácido Tereftálico Purificado (PTA), a partir del Ácido Tereftálico Crudo (CTA). Y una planta piloto empleando una etapa de Hidrogenación fue arrancada por Amoco en 1965 en Joliet, Illinois.

El PTA tiene excelente calidad y grandes ventajas sobre el DMT, lo que ocasionó que productores de PET hicieran grandes esfuerzos para desarrollar tecnología de polimerización usando PTA directamente, y varios proveedores de materias primas empezaron a producir PTA bajo licencia de Amoco.

A continuación se mencionan algunos factores que favorecen el uso del PTA sobre el DMT:

- El rendimiento a partir de PTA es mayor que del DMT. Se reportan ahorros también en rendimientos de Etilén Glicol.
- La eliminación del equipo especial para recuperar Metanol y los riesgos de explosión o incendio, inherentes a éste hecho.
- Cuando se procesa PTA, los bajos requerimientos de Etilén Glicol durante las etapas iniciales de la reacción, ocasionan una disminución en los costos de inversión y en el consumo de energía, para el sistema de recuperación/recirculación de Glicol.
- Un Kg de DMT es equivalente a 0.86 Kg de PTA, debido a que los grupos metilo del DMT no contribuyen a la formación del poliéster, sino que generan Metanol como subproducto.

A finales de los años 50's y durante los 60's, varias versiones del proceso Mid-Century fueron licenciadas a ICI, Mitsui, Montedison y otros. Con la expiración de los acuerdos de licencia, éstas compañías, tuvieron libertad para construir plantas adicionales, y/o licenciar la tecnología, basada en las mejoras o modificaciones que hayan resultado de sus experiencias.

Los siguientes son licenciadores de PTA:

Amoco	No disponible, excepto en igualdad de riesgos.
Dupont/ICI	Igualdad de riesgos y licenciador selectivo.
Mitsui	Igualdad de riesgos y licenciador selectivo.
Mitsubishi	Igualdad de riesgos y licenciador selectivo.
Dow/Inca	Licenciador.
Otros	Interquisa, Lonza, Hüls, Eastman.

En general la diferencia en los costos variables, es relativamente pequeña, para las diversas tecnologías disponibles. Sin embargo, obtener tecnología comprobada y competitiva, junto con un fuerte respaldo en experiencia operativa, del licenciador u operador, es crítico para alcanzar un buen éxito en la realización del proyecto de producir PTA.

II.3 ESTADO Y PERSPECTIVAS DEL MERCADO MUNDIAL DE PTA

En 1997 la demanda de poliéster fue excepcionalmente grande, básicamente incrementada por la necesidad de éste producto en la fabricación de botellas para agua en los Estados Unidos y el Oeste de Europa. Junto con la fuerte economía Norteamericana, que incrementó la demanda de fibra en áreas como las relacionadas al mobiliario para casa, aunado al hecho del bajo precio del poliéster y una relativamente pobre cosecha de algodón. Un factor adicional de crecimiento, fue la sustitución del vidrio y otros polímeros por resina de PET, en ciertas aplicaciones.

A fines de los 90's con una sobreproducción y un debilitamiento de la demanda en Asia, se vivió una depresión de precios. No obstante la expectativa es de crecimiento en todos los sectores. Durante mucho tiempo se espera que la fibra de poliéster tenga un crecimiento de 2-3% anual en las economías fuertes y una recuperación de 5-6% en Asia. La resina de PET se espera que continúe su fuerte crecimiento en alrededor de 10% anual en las economías fuertes y de 15-20% en las economías en desarrollo. Se estima que la industria petroquímica continuará su reestructuración, enfocándose en Corea del Sur, Tailandia e Indonesia.

La producción mundial de PTA (o productos equivalentes) en 1997 fue cercana a los 19.7 millones de Ton. Las principales regiones de producción están en el Este de Asia, Estados Unidos, y el Oeste de Europa. La producción del Este Asiático se estima que con un crecimiento sostenido de 3.4%, haya alcanzando alrededor de la mitad de la producción mundial a partir de 1999.

Estimaciones previas calculaban que la capacidad instalada de producción de PTA (o equivalentes) haya aumentado en 6.4 millones de Ton. para el año 2000, con respecto a 1997, esto es; de 21.2 millones de Ton. en 1997 a 27.6 millones de Ton. en el año 2000. Las dos terceras partes de éste incremento, están planeadas en el Este Asiático, mientras que en Estados Unidos, Europa del Este, Latinoamérica, y el Medio Este, se espera que se alcancen situaciones de equilibrio entre la demanda y la producción.

La demanda global de PTA y equivalentes, se estima de acuerdo a los mismos estudios, que haya crecido de 19.2 millones de Ton. en 1997 a 21.5 millones de Ton. en el 2000, lo que da un crecimiento anual de 3.9%. La demanda del Este Asiático se estima que se haya incrementado en 3.2% anual, de 10 a 11 millones de Ton. Que es un crecimiento muy bajo con respecto a proyecciones previas, lo que refleja una contracción económica de la región, que junto con la crisis financiera de finales de los 90's, ha hecho sentir sus secuelas durante los primeros años del 2000. Estudios hechos al respecto indican que el gran número de nuevas empresas productoras de PTA, junto con una reducción de la demanda, particularmente en el Este Asiático, provocó que las plantas hayan tenido que operar a un 76% de su capacidad en 1999. Y sólo hasta después del 2000 hayan podido subir a alrededor del 85%, basado en el crecimiento de la demanda de poliéster. La tabla 1, muestra información de la situación mundial a éste respecto

TABLA 1
Producción/Demanda Globales del PTA y Equivalentes
(Miles de Ton)

	1997	1998	1999	2000	2005	Crecimiento Anual Promedio, %	
						1997-2000	2000-2005
Capacidad	21,175	24,817	26,730	27,575	33,210	9.2	3.8
Producción	19,638	19,572	20,434	21,538	28,779	3.1	6.0
Demanda	19,210	19,572	20,434	21,538	28,779	3.9	6.0
Factor de Operación, %	93	79	76	78	87		

Las nuevas plantas del Este de Asia tienen básicamente el objetivo de satisfacer la demanda local de fibra de poliéster y resina de PET. Históricamente Estados Unidos y Japón han sido los mayores exportadores hacia Asia, pero dada la situación imperante el pronóstico es de una fuerte disminución de sus exportaciones a ésta región. Los principales productores como Amoco, Mitsubishi, Mitsui, y Dupont (ICI), se han establecido dentro de Asia, buscando ser proveedores locales para disminuir los costos. Firmas Asiáticas en Taiwan, Corea del Sur, Tailandia, e Indonesia se están expandiendo también. Por lo que se espera que Estados Unidos esté exportando principalmente a Canadá después del año 2000. En Latinoamérica solamente Brasil y México son productores de PTA. Brasil con una producción reportada de 230,000 Ton/año, incrementada a partir de 2002 con otra planta con una capacidad instalada de 420,000 Ton/año, el resto se produce en México. Con base en esto se piensa que Latinoamérica puede exportar algo de producto a Estados Unidos, tratando de aprovechar el hecho de la nueva licencia que otorgó Amoco en Brasil. Europa del Oeste se espera que se convierta en un modesto exportador, principalmente al Este Medio. El Este Asiático se espera que se convierta en un pequeño importador y por lo tanto que las exportaciones de Japón caigan gradualmente.

Como puede verse claramente, el Este Asiático se ha estado moviendo hacia una posición de equilibrio, tratando de igualar su producción a su consumo, y con esto está empujando a las demás regiones del mundo involucradas en la fabricación del poliéster a seguir el mismo camino. Las Tablas 2 y 3 muestran la producción y la demanda de acuerdo a una división sobre la base de los países o regiones productoras, y en la Tabla 4 se resume la situación del Este Asiático.

TABLA 2

País/Región	Producción Regional de PTA y Equivalentes (Miles de Tons)					Crecimiento Anual Promedio, %	
	1997	1998	1999	2000	2005	1997-2000	2000-2005
Estados Unidos	3,825	3,586	3,677	3,852	4,669	0.2	3.9
Canadá	0	0	0	0	0	--	--
Latino América	1,105	1,345	1,510	1,510	1,990	11.0	5.7
Europa Occidental	2,174	2,439	2,505	2,739	3,575	8.0	5.5
Europa Oriental	440	450	450	460	650	1.5	7.2
Medio Este	229	413	544	595	1,179	37.5	14.7
África	0	0	0	0	0	--	--
Japón	1,989	1,746	1,443	1,467	1,578	(9.6)	1.5
Este de Asia	9,876	9,593	10,305	10,915	15,138	3.4	6.8
Oceanía	0	0	0	0	0	--	--
Total	19,638	19,572	20,434	21,538	28,779	3.1	6.0

TABLA 3

País/Región	Demanda Regional de PTA y Equivalentes (Miles de Tons)					Crecimiento Anual Promedio, %	
	1997	1998	1999	2000	2005	1997-2000	2000-2005
Estados Unidos	3,497	3,359	3,562	3,709	4,669	2.0	4.7
Canadá	136	200	213	224	232	18.1	0.7
Latino América	1,190	1,428	1,441	1,467	1,847	7.2	4.7
Europa Occidental	2,196	2,325	2,399	2,593	3,566	5.7	6.6
Europa Oriental	505	515	525	536	607	2.0	2.5
Medio Este	341	532	586	659	1,080	24.6	10.4
África	0	0	0	0	0	--	--
Japón	1,342	1,275	1,311	1,352	1,558	0.2	2.9
Este de Asia	10,003	9,938	10,397	10,998	15,220	3.2	6.7
Oceanía	0	0	0	0	0	--	--
Total	19,210	19,572	20,434	21,538	28,779	3.9	6.0

TABLA 4

**Producción/Demanda del Este de Asia de PTA y Equivalentes
(Miles de Ton)**

	Producción/Demanda del Este de Asia de PTA y Equivalentes (Miles de Ton)					Crecimiento Anual Promedio, %	
	1997	1998	1999	2000	2005	1997-2000	2000-2005
Capacidad	11,035	13,290	14,303	14,915	17,415	10.6	3.1
Producción	9,876	9,593	10,305	10,915	15,138	3.4	6.8
Demanda	10,003	9,938	10,397	10,998	15,220	3.2	6.7
Intercambio Neto	(127)	(345)	(92)	(83)	(82)		
Factor de Operación, %	89	72	72	73	87		

Como referencia, en la Tabla 5 se exhibe la producción mundial de algodón, mostrando lo que se produce en Estados Unidos y el resto del mundo. Como puede observarse, las producciones de 1997 de PTA y de algodón son muy similares, lo cual nos muestra el tremendo desarrollo de la industria del PTA ya que en poco más de 30 años ha logrado producir una cantidad similar a la de un producto natural equivalente, al que le ha tomado siglos alcanzar esos niveles de producción, y no sólo eso, sino que a diferencia del algodón, cuya producción es relativamente constante, con variaciones pequeñas (de un 5-10 %), el crecimiento del PTA, es marcadamente ascendente y firme, de modo que, de acuerdo a los datos manejados, para el año 2005 la diferencia entre la capacidad instalada para producir PTA y la producción de algodón sea > en 60 % (~33,000,000 vs. ~20,000,000 Ton/año).

TABLA 5
Producción de Algodón
(Miles de Tons)

	1997	1998	1999
Estados Unidos	4,100	3,037	3,927
Resto del Mundo	15,884	15,305	15,055
Total	19,984	18,342	18,982
Total (miles de pacas)*	91,595	84,068	87,000
*pacas de 480 lb			

CAPÍTULO III

ANTECEDENTES

III.1 HISTORIA DEL PROCESO

El Ácido Tereftálico (TA) y el Dimetil Tereftalato (DMT), se convirtieron en productos importantes de la industria química, hasta después de la Segunda Guerra Mundial. En esa época las fibras que eran producto del PET, eran comercializadas dentro del Reino Unido por las Industrias Químicas Imperiales (ICI), en 1949, y por Dupont en Estados Unidos en 1953. Ambas compañías producían el polímero necesario para fabricar su fibra a partir de DMT y Etilén Glicol.

El TA era producido por la oxidación efectuada al p-xileno por Ácido Nítrico diluido, y ambas compañías reportaban usar similar tecnología. Versiones del proceso de oxidación con Ácido Nítrico, involucran el uso de aire en la etapa inicial de oxidación, para reducir el consumo de Ácido Nítrico. Manteniéndose así las cosas hasta que apareció en escena el proceso MC.

El proceso M.C., que consiste en la oxidación en fase líquida de alquilbencenos, fue producto de un trabajo de investigación desarrollado en 1953 por Scientific Design Co. y comprado por la Standard Oil en 1956. El proceso toma su nombre de la corporación Mid-Century, que es la que controla los derechos de las patentes. Amoco desarrolló el proceso durante finales de los 50's y en 1958, fue construida la primera planta comercial: la planta de Joliet No. 1, al tiempo que otorgaba una licencia para la construcción de una planta de TA a las Industrias Petroquímicas Mitsui.

La planta Joliet No. 1 fue originalmente diseñada para oxidar una mezcla de Hidrocarburos C8, conteniendo orto, meta, para-Xileno y Etil Benceno. Los productos de la oxidación, Anhídrido Ftálico, y los Ácidos: Isoftálico, Tereftálico, y Benzoico, eran separados y purificados, y el Ácido Tereftálico era convertido a DMT. Sin embargo, la separación del producto probó ser un problema mayor, y la planta nunca pudo producir Anhídrido Ftálico o Ácido Benzoico de buena calidad. Después de alrededor de dos años de operación, se cambió la alimentación, alternando; la oxidación de para-Xileno a TA, y la oxidación de una mezcla de meta/para-Xileno, para obtener una mezcla de IA/TA.

La planta Joliet No. 1 originalmente trabajaba con un proceso batch. Futuros trabajos de investigación mostraron que la conversión a una oxidación semicontinua podía incrementar la capacidad de la planta, mejorar el rendimiento, y dar un producto de alta pureza. Esto es básicamente por dos razones: primero, en las etapas iniciales de la oxidación batch hay una alta concentración de reactivos, lo que impide mantener un exceso de oxígeno en la reacción, que da como consecuencia una gran cantidad de subproductos que contaminan el producto y reducen el rendimiento, segundo, algunos de los productos intermedios, particularmente el 4-CBA, cocrystalizan con el TA. La mayor parte del TA producido cristaliza en los reactores, de modo que altas concentraciones de productos

intermedios presentes en el proceso batch ocasionarán mayor cantidad de contaminantes que cristalicen.

La conversión a un proceso de oxidación semicontinua, y posteriormente a uno de oxidación continua, fue una de las innovaciones tecnológicas más importantes en el proceso de fabricación de TA. En 1964, se construyó la segunda planta de TA, de una gran capacidad y usando un proceso de oxidación continua. Cuyas principales ventajas son: alta capacidad para un volumen de reactor dado, y menos personal de supervisión necesario.

Como en ese tiempo el TA no podía ser producido con la pureza necesaria para ser convertido directamente a poliéster, todo el TA producido era transformado a DMT, debido a que éste era relativamente fácil de purificar. En 1965, Amoco construyó su primera planta de PTA. Que involucra la purificación directa del TA, haciendo innecesaria la purificación vía DMT, y ocasionando con esto grandes ahorros. Dando con ello un mayor impulso a la industria del poliéster. A partir de entonces la gran mayoría del Ácido Tereftálico producido se purifica directamente a PTA. Y la industria del poliéster que es la beneficiaria directa, aceleró con ello su crecimiento, hasta los niveles espectaculares que tiene ahora y que se continuarán incrementando en el futuro. Amoco no sólo aumentó de forma sorprendente sus plantas productoras, sino que otorgó licencias para explotar su proceso a varias compañías a lo largo de todo el mundo, lo que le ha representado una importante fuente de ingresos.

III.2 EVOLUCIÓN TECNOLÓGICA

La evolución tecnológica de éste proceso ha sido un factor determinante para que el poliéster haya tenido tal desarrollo y tenga tan destacado lugar entre los productos sintéticos. A continuación se revisa la historia del proceso con un enfoque crítico, tratando de entender la situación que se vivió en las primeras etapas del desarrollo del proceso, tratando de entender y de evaluar, los problemas, los aciertos y los desaciertos propios de ese tipo de actividad. Las gentes que estuvieron involucradas en la evolución y el desarrollo del proceso, no poseyeron una bola mágica que les pudiera hacer prever el futuro, por lo que necesariamente, ellos se vieron enfrentados a presiones, incertidumbres, retrocesos y reveses, propios de todo trabajo de investigación, por lo que al revisar su historia e interpretar sus aciertos, que fueron los más, y sus desaciertos, que fueron los menos pero que también existieron, se procura hacer una lectura objetiva del esfuerzo realizado, que puede resultar por demás ilustrativo y digno de tomarse en cuenta.

El proceso M.C. fue el primer gran paso en el camino evolutivo, de la fabricación del Ácido Tereftálico, al tener como consecuencia el insertarlo en la ruta de la competitividad sobre la base de la alta producción y bajo precio, debido a que partió de la oxidación del p-xileno con aire. Antes de esto su obtención a nivel industrial era realizada por la Oxidación del p-X con Ácido Nítrico diluido, y fabricado por ICI y Dupont a fines de los años 40's y principio de los 50's, quienes manejaban en esa época el mercado de las fibras producidas con PET. Scientific Design Co. desarrolló un trabajo de investigación para lograr la oxidación en fase líquida de alquilbencenos en el año 1953. En 1956 tres años más tarde, la Standard Oil compró el trabajo desarrollado por Scientific Design Co. Sin que existiera garantía de éxito en cuanto a su implementación a nivel industrial, y sabiendo que al igual que con otros proyectos, la posibilidad de malograrse, o de no cumplir las expectativas, podía hacer que la inversión no fuera redituable. No obstante, creyeron en el proyecto y lo enfrentaron con fe y determinación. Los escollos que tuvieron que pasar, y los reveses que sufrieron, fueron grandes. Durante un tiempo se dedicaron a desarrollar y pulir el proyecto y en 1958, se construyó la primer planta industrial con éste proceso.

Sin embargo el proceso había sido concebido para la oxidación de alquilbencenos! Hay que imaginar los resultados que debió tener una planta que con base en su alimentación, producía una mezcla de Anhídrido Ftálico, y de los Ácidos Isoftálico, Tereftálico y Benzoico, la cantidad de impurezas y de productos intermedios que debió haber generado, y la dificultad que implicaba su separación y posterior purificación, y por lo tanto lo poco rentable que pudo haber sido el proceso. No obstante, en lugar de cejar en su intento, o vender el proceso y deshacerse del problema, continuaron en su empeño y probaron un cambio de alimentación alternando p-X y una mezcla de m-X/p-X, después de dos años de estar alimentando la mezcla de C8's, lo cual significó otro paso de avance, antes de que futuros trabajos de investigación, mostraran las ventajas de un proceso semicontinuo, pues resulta que hasta ese momento el proceso era ¡batch!. Lo que evidentemente representaba un factor muy adverso en contra de la producción, la eficiencia y la calidad, que se sumaba a los mencionados líneas antes.

Probablemente haya a quien le resulte difícil entender algunas de las decisiones tomadas, el camino seguido, incluso algunas de éstas decisiones les podrán parecer absurdas. Pues precisamente lo importante de ésta lectura, es la intención de mostrarnos claramente que un proceso de investigación, no es una línea recta, ni un camino llano, sino que está formado por subidas y bajadas, y que además es un camino lleno de obstáculos, que el proceso de aprendizaje conlleva errores, puesto que forman parte del mismo. El propio desenlace del proceso nos demuestra la validez de seguir éste camino y la razón por la que los países industrializados, le dan tan alta prioridad a la investigación.

Después del proceso semicontinuo se pasó a uno continuo, lo cual representó la consolidación de dicho proceso. Inaugurando una ruta en donde se comenzaron a dar: un producto altamente competitivo, basado en un proceso que a fuerza de estarse revisando y mejorando, resultaba cada vez más conocido y dominado. Teniendo como consecuencia obligada, una gran generación de riqueza y por lo tanto una gran rentabilidad, multiplicando en muchas veces, la inversión hecha en un principio, y coronando con excelente éxito, el tiempo, el esfuerzo, y los recursos dedicados a la investigación y desarrollo de ésta tecnología, demostrando que la línea planteada era correcta a pesar de los problemas que se presentaron.

Ésta situación, vivida en la manera que se desarrolló el proceso, ha significado, un gran punto a favor, una vez que ha sido superada, pues dio como resultado que los fundamentos del proceso estén muy bien sustentados, lo que le ha permitido estar sometido a mejoras tecnológicas constantes, que de forma obligada repercuten en una mayor competitividad y rentabilidad, mejoras tecnológicas que a la fecha continúan realizándose. Dentro de éste contexto se inscribe el que en 1964, a sólo ocho años de haber comprado el trabajo de Scientific Design Co., a seis de haber construido la planta con alimentación de mezcla de C8's y funcionamiento batch, y sólo tres del cambio de alimentación, Amoco construyó su primer planta de oxidación continua y gran capacidad. Y sólo un año después construyó su primer planta de PTA.

El resto de la historia ya se ha planteado en otras partes del trabajo, en donde se ha señalado la espiral ascendente que ha seguido la industria del poliéster y en donde ha jugado un papel fundamental la del PTA. Todos estos cambios y mejoras tienen un factor común y el mismo origen; cambios e innovaciones tecnológicas, basadas en el estudio, análisis, investigación y experiencia. Y cuya existencia o no, marcará diferencias que pueden llegar a ser enormes.

CAPÍTULO IV

OBJETIVO

El objetivo académico del presente trabajo consiste en analizar el comportamiento de un reactor de lecho fluidizado característico de los procesos de fabricación de Ácido Tereftálico (TA), utilizando para ello un modelo desarrollado por el autor del presente trabajo en una planta productora de Ácido Tereftálico, el cual incorpora los principios de conservación de masa y energía así como los conceptos básicos de cinética química y termodinámica. Para ilustrar el efecto que tienen cambios en las condiciones de alimentación del reactor, se llevaron a cabo simulaciones utilizando datos de planta del proceso industrial, así como también datos hipotéticos que de alguna manera representan posibilidades que se pueden presentar en el proceso industrial.

CAPÍTULO V

DESARROLLO

Para alcanzar el objetivo antes citado, se utilizó el modelo matemático de un reactor de lecho fluidizado como el que se utiliza en el proceso de producción de Ácido Tereftálico (TA), al cual fueron integrados los principios de conservación de masa y energía así como los conceptos básicos de cinética química y termodinámica.

Para facilitar tanto el manejo del modelo como la comprensión de la información que se proporciona, primeramente se hace una breve descripción del proceso, indicando las reacciones que se llevan a cabo dentro del reactor, así como los fenómenos más importantes que ocurren dentro del mismo.

V.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso de Amoco es el más usado en la fabricación de TA, y consiste en la oxidación del p-xileno por aire en fase líquida, usando ácido acético como solvente y como catalizadores uno o más metales multivalentes, como el Cobalto y el Manganeso, teniendo al Bromuro como fuente renovable de radicales libres. El Bromuro sirve como iniciador de la reacción, y los catalizadores metálicos la propagan. Esto comenzando con el metilo, pasando a aldehído y éste a ácido carboxílico, deteniéndose la reacción al llegar a éste punto.

Un diagrama de flujo típico de éste proceso es mostrado en la Figura 6. Ácido Acético, catalizadores, p-xileno y aire son alimentados continuamente al reactor de oxidación, que es operado a una temperatura que va de 175-220 °C y 15- 20 atm. El aire es adicionado en exceso con respecto a los requerimientos estequiométricos, para minimizar la formación de subproductos, y el calor generado por la reacción es removido por la condensación y reflujo del solvente, éste reflujo puede regresarse totalmente al reactor o se puede mandar una parte a la torre deshidratadora, lo que representa una forma de controlar la cantidad de agua del sistema. El tiempo de residencia del reactor dependiendo del proceso, varía de 30-180 min. Más del 95% en peso del p-X es convertido, y el rendimiento a TA es de al menos 90% en mol.

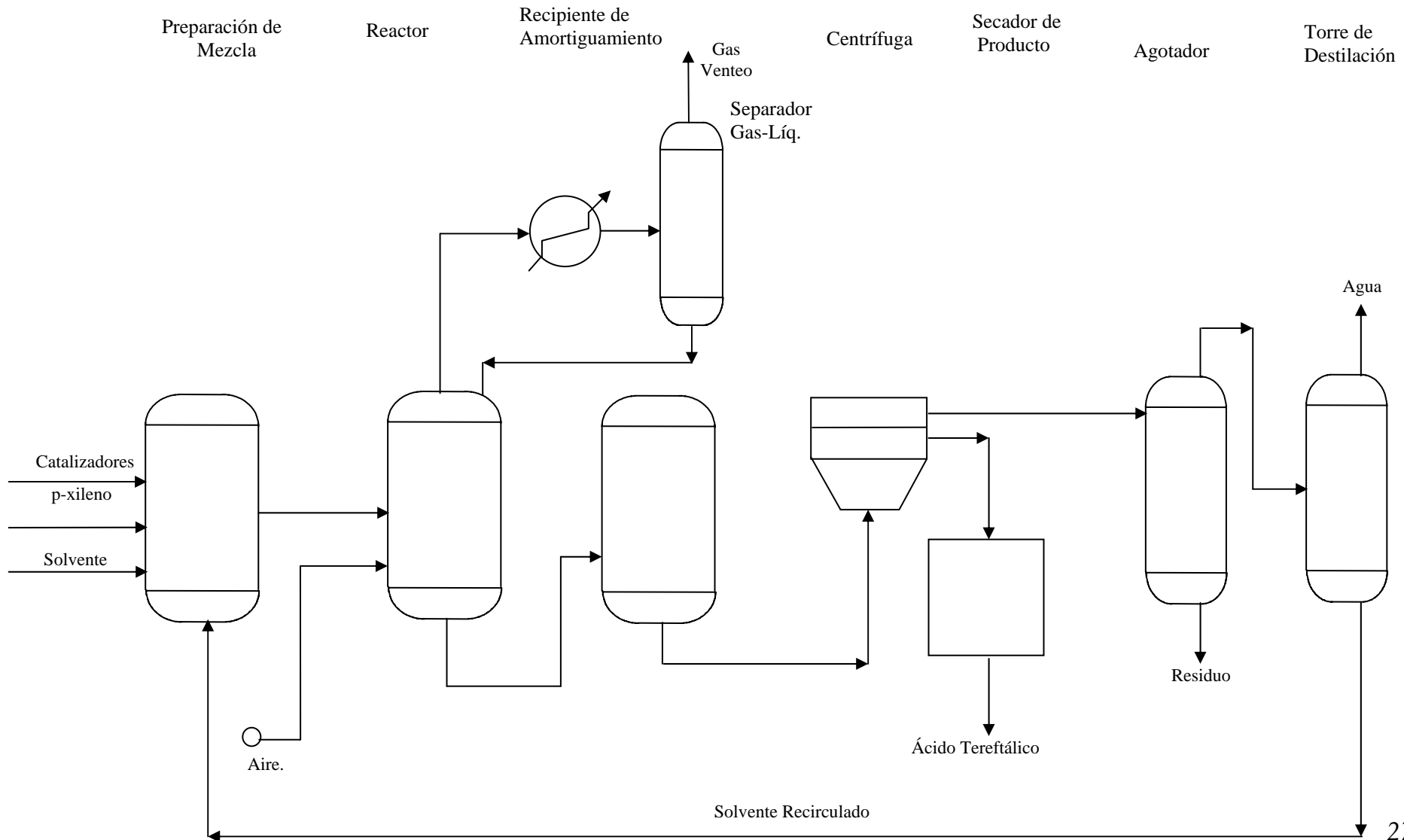
El efluente del reactor es una suspensión, por que el TA es muy poco soluble en el solvente. Ésta suspensión pasa a unos recipientes de amortiguamiento, que operan a temperaturas y presiones menores que el reactor. El Ácido Tereftálico es separado del líquido, lavado, secado y transportado para almacenarse. Normalmente la pureza del producto es mayor al 99%.

Los licores madres resultantes son mandados a un recipiente agotador y a la torre de destilación. El Ácido Acético recuperado de la destilación, es reciclado al proceso, para ser usado nuevamente. Se tiene también la posibilidad de recircular licores madres.

Purificación del Ácido Tereftálico

La purificación del Ácido Tereftálico, se lleva a cabo mediante la hidrogenación del Ácido Tereftálico Crudo. Y tiene como objetivo, básicamente la reducción del 4-CBA a Ácido p-Toluico, el que al ser soluble, ya puede ser separado fácilmente del PTA (Ácido Tereftálico Purificado), lo que también mejora su color y densidad óptica, de modo tal que después de la purificación ya se tenga al producto dentro de especificaciones, para poder ser utilizado en la fabricación del poliéster

Figura 6. Proceso MC (AMOCO)
Diagrama de Flujo: Producción de Ácido Tereftálico
Oxidación con Aire, en Fase Líquida con Catalizadores.

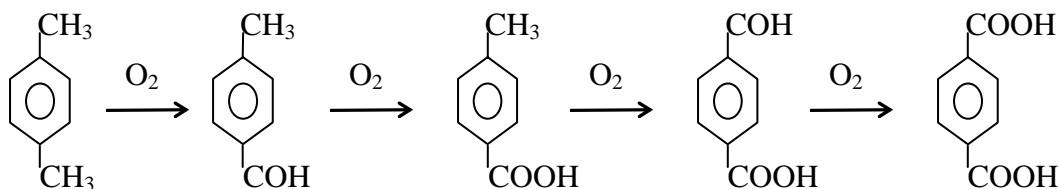


V.2 REACCIONES

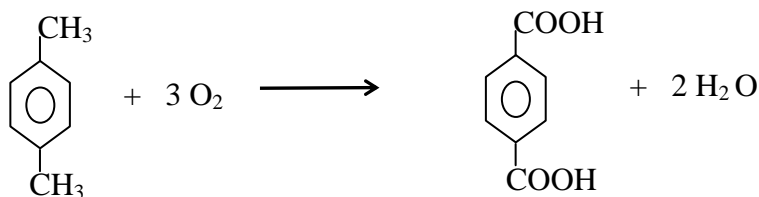
El factor más importante para las ventajas económicas del proceso de Amoco para la fabricación de Ácido Tereftálico, es la oxidación directa con aire para obtener el producto deseado. El rendimiento es superior al 95% en mol, que es el mayor rendimiento alcanzado por cualquier reacción de oxidación ya sea en fase líquida, fase gaseosa o algunas otras específicas, lo que demuestra su enorme selectividad. La producción de compuestos indeseables es baja. Las reacciones que se llevan a cabo de una manera escalonada son las siguientes:



**A = p-Xileno; B = Tolualdehído; C = Ac. p-Toluico;
D = 4- Carboxibenzaldehído; E = Ac. Tereftálico.**



La oxidación del p-xileno con aire se lleva a cabo teniendo como solvente Ácido Acético, y como catalizadores disueltos Cobalto, Manganeso y Bromuros. Ésta reacción que es fuertemente exotérmica, planteada de una forma global es la siguiente:



La reacción se detiene, con la formación de TA. Junto con la reacción principal, se llevan a cabo algunas otras. Las 2 más importantes son la combustión de ácido acético y p-xileno a CO, CO₂ y acetato de metilo, éste último, subproducto únicamente de la combustión del ácido acético. Hay también la formación de ácido benzoico y ácido trimelítico, posiblemente por desproporción. La presencia de m-xileno en la alimentación hace que se produzca ácido isoftálico. Productos intermedios como el Ac. p-Toluico y el 4-CBA, también están presentes en el efluente del reactor, pero tolualdehído se piensa que debe estar en una cantidad muy pequeña.

El reactor en estudio es de lecho fluidizado, con clad de Titanio, esto es un recipiente normal sin nada más dentro, que el agitador, y el lecho de reacción se va a formar con el solvente y los fluidos de proceso. Éste es un proceso muy específico, en el que van a coexistir las tres fases, debido a que el TA es sólido, el solvente líquido y uno de los reactivos gaseoso. Lo que da como resultado un lecho aireado (expandido) y por lo

tanto un factor de expansión gaseosa, que nos da la información del volumen real del líquido con respecto al del volumen aparente.

En algunos experimentos de aireación realizados, se detectó que burbujas gaseosas ascendieron a la superficie para formar montones estables de burbujas conteniendo principalmente aire, por encima de un lecho fluidizado con burbujas conteniendo principalmente líquido. El agitador tiene el doble papel de dispersar la fase gaseosa para disminuir la resistencia a la transferencia de masa, y de mantener los sólidos en suspensión. Debido a su baja solubilidad, alrededor del 91% del TA producido precipita dentro del reactor. Otro parámetro importante es el flujo molar por unidad de volumen (throughput), que a altas conversiones nos da esencialmente la velocidad de reacción.

La velocidad de la reacción global está gobernada por la absorción del oxígeno dentro de la burbuja de la fase gaseosa, que realiza la película líquida que la rodea, donde la difusión molecular y la reacción química ocurren al mismo tiempo. Si el O_2 no es consumido en ésta película, entonces la reacción ocurrirá dentro del lecho del reactor (líquido aireado). Por éste mecanismo, es posible tener una reacción limitada por la transferencia de masa (reacción muy rápida) y tener aún una Energía de Activación de alrededor del mismo valor que la de las reacciones controladas estrictamente por el aspecto químico. La importancia de la resistencia a la transferencia de masa en la velocidad de reacción, no debe desestimarse, por que puede ser la explicación para muchos de los efectos que se ocasionen en el sistema.

Los fenómenos que ocurren en el reactor son, muy específicos y particulares de éste proceso, para ejemplificar esto, se puede plantear lo que ocurre con la dispersión gaseosa que es extremadamente compleja de analizar, ya que su comportamiento depende tanto de la velocidad con que el solvente se evapora, como de la velocidad con que entra el aire. La teoría no puede explicar bien la formación del fenómeno en régimen jet, esto es; la formación de las burbujas, para velocidades normales de gasificación, dentro de un tubo abierto en el extremo. Lo que se complica aún más si se toma en cuenta la formación de burbujas del solvente, a causa del calor generado por la reacción. Por si esto no fuera suficientemente complejo, habría que añadir al análisis, los efectos de la agitación en cuanto al corte y rompimiento de las burbujas, sobre lo cual hay muy poca información.

V.3 MODELO DEL REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO

Éste trabajo está realizado con la filosofía, de tener un conocimiento de mayor profundidad y más detalle sobre el reactor de TA. Por lo que se pretende que a través del mismo se pueda obtener información veraz del proceso, de una manera expedita. El programa fue concebido de manera totalmente específica (sacrificando flexibilidad), buscando obtener una mayor precisión en los resultados.

La validez de los resultados obtenidos, será totalmente dependiente de la que tengan a su vez los datos utilizados. Por lo que se vuelve posible crear un círculo virtuoso, en donde se ajuste en los puntos con mayor incertidumbre, las veces que sean necesarias, hasta mejorar los resultados, ya que algo muy importante, es que los parámetros a utilizar son totalmente accesibles, pudiendo así tener al sistema completamente bajo control.

Como ya se menciona, el modelo del reactor fue desarrollado en una planta productora de Ácido Tereftálico (TA) lo que obligadamente la confiere un carácter confidencial, y toma en consideración las principales reacciones del sistema de reacción y los balances de materia y energía considerando el reactor y los cambiadores de calor.

V.4 DATOS DE ENTRADA AL MODELO

El Programa fue hecho en Excel, trabaja realizando el Balance de Materia y el Balance de Energía exclusivamente de un sólo reactor, pero tomando en cuenta el que los otros estén o no trabajando, por lo que se deben introducir los datos que se piden de estos equipos, o dejar las celdas vacías o poner 0 (cero), si es que están fuera de operación; según sea el caso. La misma situación se presenta para los compresores. En la figura 7 se tiene un esquema del arreglo del reactor.

El listado de datos completo se presenta en el Apéndice A. A continuación se muestran únicamente los datos de campo utilizados para la realización del Balance de Materia y el Balance de Energía, y deben ser manejados en las unidades que están indicadas entre corchetes. Además de que en la celda D9 se debe introducir el número del reactor sobre el que se van a realizar los Balances mencionados.

Consumo de Ac. Acético [ton/día]= 36.90
Eficiencia de Reacción del TA [%]= 96.3

INFORMACIÓN DE COMPRESORES

Q (Compresor # 3) [m³/hr]= 50,056.00
P(5° INTP.) [Kg./cm²] = 12.00
T (5° INTP.) [°C] = 50.50

T de Aire de Proceso [°C]=150

Q (Compresor # 4) [m³/hr]= 66,078.00
P(5° INTP.) [Kg/cm²] = 15.30
T (5° INTP.) [°C] = 73.00

AIRE DE PROCESO Y CONCENTRACIÓN DE GASES EN VENTEO

Q AIRE (BR-301) [m³/hr]= 38,040.00
CO₂ [% Vol.] = 1.64
CO [% Vol.] = 0.36
O₂ [% Vol.] = 5.06

Q AIRE (BR-307) [m³/hr]= 66,164.00
CO₂ [% Vol.] = 1.45
CO [% Vol.] = 0.35
O₂ [% Vol.] = 5.95

Q p-X (Total) [m³/hr]= 30.5

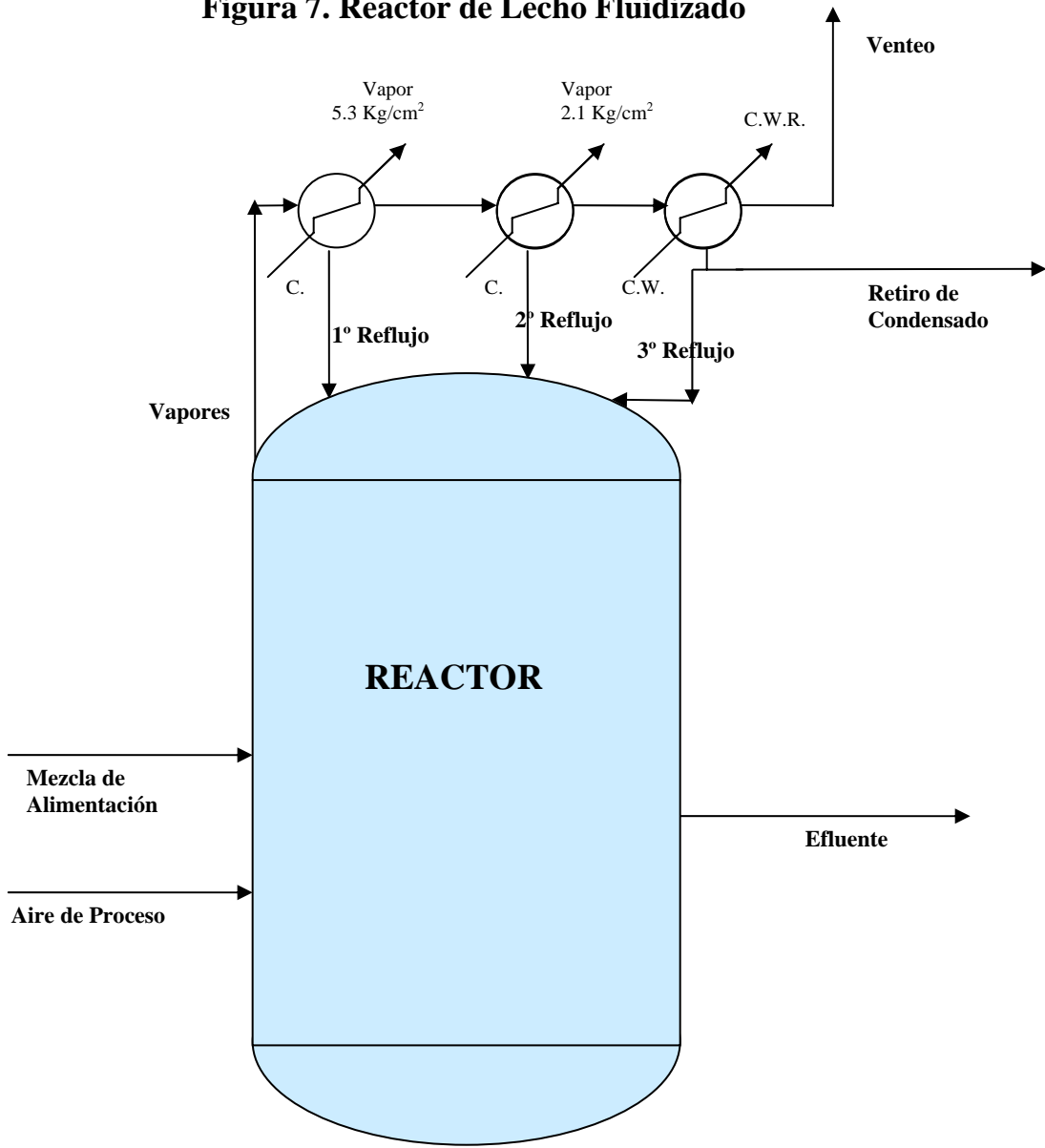
MEZCLA DE ALIMENTACIÓN

Q mezcla (BR-301) [m³/hr]= 52 T de Mezcla [°C]=67
Q mezcla (BR-307) [m³/hr]= 95
Ac. Acético (m) [% peso]= 71.35
Agua (m) [% peso]= 8.73
R.S.= 3.56

BR EN ESTUDIO:

p-X en Efluente	[% peso]=	0.04	
VENTEO:			
Acetato de Metilo	[% peso]=	0.1	
p-X	[% peso]=	0.06	
T	[°C]=	78.7	
RET. de COND:			
Q	[m3/hr]=	12.0	
. Agua	[% peso]=	29.26	
Ácido Acético	[% peso]=	70.13	
Acetato de Metilo	[% peso]=	0.4	
p-X	[% peso]=	0.21	
DATOS DEL REACTOR:			
Nivel	[%]=	78	
T _F	[°C]=	195	
T _{Me}	[°C]=	191.39	
T _{Sup}	[°C]=	195.7	
P	[Kg/cm ²]=	15	
T _{1° Ref.}	[°C]=	175	
T _{2° Ref.}	[°C]=	150.7	
T _{3° Ref.}	[°C]=	71.7	
VAPOR TOTAL PRODUCIDO:			
VAP. PROD. (5.3Kg/cm2)	[Ton/hr]=	53.48	T _{Ent. Agua de Enf.} [°C]=30.2
VAP. PROD. (2.1Kg/cm2)	[Ton/hr]=	30.97	T _{Sal. Agua de Enf.} [°C]=41.0

Figura 7. Reactor de Lecho Fluidizado



V.5. DATOS DE SALIDA DEL MODELO.

A continuación se enlista la información más importante que arroja el modelo del reactor de lecho fluidizado de TA.

Balance de Materia:

Caracteriza cada corriente de entrada y de salida del equipo, detallando el flujo másico de cada componente.

Las corrientes caracterizadas por el Balance de Materia son las siguientes:

Mezcla de Alimentación.

Aire de proceso.

Vapores.

Primer Reflujo.

Segundo Reflujo.

Tercer Reflujo.

Retiro de Condensado.

Venteo.

Efluente.

Detalla cuantitativamente la reacción de formación de TA. Por lo que puede saberse la cantidad de cada reactivo y de cada producto, que interviene.

Lo mismo ocurre con las reacciones de combustión. Por lo que se puede conocer:

Cuanto Ácido Acético se está quemando;

Cuanto Ácido Acético se va a Metil Acetato;

Cuanto del CO y CO₂ formado es producto del Ácido Acético y cuanto es del p-x.

Se crea la posibilidad de manejar el Metil Acetato como parámetro. Por lo que una actividad a realizar, sería determinar las variables que lo afectan, su nivel de dependencia de éstas y la influencia que sus variaciones y comportamiento puedan tener en el proceso.

Se determina la cantidad de hidrocarburo quemado. Presentándose una situación similar a la que se tiene con el Metil Acetato.

Se da la posibilidad de seguir de manera detallada el comportamiento del agua en el sistema, subrayando el hecho de que se contempla la formación de ésta de manera integral, esto es; se toma en cuenta la cantidad que acompaña al aire de proceso, la producida por la reacción de obtención de TA, la producida en las reacciones de combustión, y lógicamente la que se suministra en la mezcla de alimentación. Con las ventajas inherentes a ésta situación.

Balance de Energía:

Caracteriza el contenido energético de cada corriente del reactor. Por lo que se tiene un perfil energético del mismo.

Da el valor del Q_{GR} (Calor Generado por las Reacciones) real de cada reactor. Además de que lo refiere a Kg mol de reactivo consumido, a Kg mol de O_2 consumido y a lb mol de O_2 consumido. De aquí se puede establecer la dependencia que puedan tener de éste parámetro variables tan importantes como: la eficiencia de reacción, la combustión de ácido acético y de p-x, el consumo de catalizadores, y la calidad.

ΔE . Es el incremento energético que le dan al reactor los reflujos calientes.

Proporciona la información cuantitativa del calor intercambiado en cada condensador, así como la cantidad de vapor generado, o de agua de enfriamiento consumida, según sea el caso.

Al final del Balance de Materia y el Balance de Energía en el Reactor de TA, se anexa una tabla comparativa, entre la información disponible en la Literatura especializada con respecto al comportamiento del reactor y los resultados arrojados por el programa que realiza los Balances, de estos mismos parámetros. Así se puede comparar los valores de uno y otro caso, de entre otras variables; la cantidad y el porcentaje de CO_x a partir del HAc, la cantidad y el porcentaje de CO_x a partir de p-x, la relación de HAc consumido con respecto al p-x alimentado.

CAPÍTULO VI

APLICACIÓN DEL MODELO

VI.1. CORRIDA CON DATOS DE PLANTA INDUSTRIAL

Mediante la realización del Balance de Materia y del Balance de Energía con datos de operación, se logra plenamente la determinación de la composición y el flujo másico de cada corriente del reactor, la carga térmica de las mismas, la cantidad de calor intercambiado en cada cambiador de calor, la cantidad de vapor generado en cada cambiador. La cantidad de solvente y de hidrocarburo que se pierden por combustión, la cantidad de metil acetato producida, la cantidad de p-xileno convertido a TA y la cantidad de calor generado por las reacciones.

Los datos manejados en el Balance de Materia y en el Balance de Energía, fueron tomados bajo condiciones normales de operación.

La principal diferencia entre el trabajo realizado y un Balance de Materia y un Balance de Energía convencional, radica en que; debido a que un Balance convencional sólo pretende obtener resultados que nos den una idea del Sistema y sean representativos del mismo, va a estar basado en datos típicos, que parten de algunos supuestos y que por ésta razón va a manejar como fijas algunas variables importantes del proceso (que en realidad no lo son), lo cual va a ocasionar que sus alcances estén limitados por estos preceptos. A diferencia de lo anterior, el programa aquí realizado, tiene como base partir de datos de operación, con lo cual los resultados obtenidos, quedan plenamente validados. Así es posible afirmar con total certidumbre, que por ejemplo; el calor generado por las reacciones que se reporta, es el que corresponde para la capacidad y el perfil de temperaturas manejadas, que las cantidades de ácido acético y de p-xileno que se reportan como consumidas por combustión, son las que corresponden, al consumo medido de ácido acético y la cantidad de CO_x generada, que los flujos másicos de los 2 primeros reflujos, corresponden a las cantidades de vapor producidas medidas en el proceso y a las cantidades de calor intercambiadas. De la misma manera, razonamientos similares, sostienen la validez de los demás resultados que arroja el programa. Por ésta razón, es que el trabajo realizado es un estudio al reactor que de forma expedita, arroja información fehaciente del estado que guarda el proceso.

A continuación se muestran los resultados obtenidos al aplicar el modelo del reactor de lecho fluidizado a un conjunto de datos de planta de un proceso industrial.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA SOBRE EL REACTOR DE TA

CON DATOS REALES DE CAMPO

REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO DE LA UNIDAD DE OXIDACION, CON RLM,
REFLUJOS CALIENTES, 3 CONDENSADORES, RETIRO DE CONDENSADO, OXIDACION SEC.

DATOS

**REACTOR
EN ESTUDIO: BR-301**

Consumo de Ac. Acético [ton/día]= 36.90
Eficiencia de Reacción del TA [%]= 96.3

INFORMACIÓN DE COMPRESORES

Q (Compresor # 1) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [kg./cm²] =
T (5° INTP.) [°C] =

Q (Compresor # 2) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [kg./cm²] =
T (5° INTP.) [°C] =

Q (Compresor # 3) [m³/hr]= 50,056.00
P(5° INTP.) [kg./cm²] = 12.00
T (5° INTP.) [°C] = 50.50

T de Aire de Proceso [°C]= 150

Q (Compresor # 4) [m³/hr]= 66,078.00
P(5° INTP.) [kg./cm²] = 15.30
T (5° INTP.) [°C] = 73.00

AIRE DE PROCESO Y CONCENTRACIÓN DE GASES EN VENTEO

Q AIRE (BR-301) [m³/hr]= 38,040.00
CO₂ [% Vol.] = 1.64
CO [% Vol.] = 0.36
O₂ [% Vol.] = 5.06

Q AIRE (BR-303) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-305) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-307) [m³/hr]= 66,164.00
CO₂ [% Vol.] = 1.45
CO [% Vol.] = 0.35
O₂ [% Vol.] = 5.95

Q p-X (Total) [m³/hr]= 30.5

TRBE.

MEZCLA DE ALIMENTACION

Q mezcla (BR-301) [m ³ /hr]=	52	T de Mezcla [°C]= 67
Q mezcla (BR-303) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-305) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-307) [m ³ /hr]=	95	
Ac. Acético (m) [% peso]=	71.35	
Agua (m) [% peso]=	8.73	
R.S.=	3.56	

BR EN ESTUDIO:

p-X en Efluente [%peso]= 0.04

VENTEO:

Acetato de Metilo [%peso]=	0.1
p-X [%peso]=	0.06
T [°C]=	78.7

RET. de COND: Q [m³/hr]= 12.0 0.97

. Agua [%peso]=	29.26
Acido Acético [%peso]=	70.13
Acetato de Metilo [%peso]=	0.4
p-X [%peso]=	0.21

DATOS DEL REACTOR:

Nivel [%]=	78
T _F [°C]=	195
T _{Me} [°C]=	191.39
T _{Sup} [°C]=	195.7
P [kg./cm ²]=	15
T ^{1º} Ref. [°C]=	175
T ^{2º} Ref. [°C]=	150.7
T ^{3º} Ref. [°C]=	71.7

VAPOR PRODUCIDO:

VAP. PROD. (5.3kg./cm ²) [ton/hr]=	53.48
VAP. PROD. (2.1kg./cm ²) [ton/hr]=	30.97
	0.855
	0.946

T_{Ent. Agua de Enf.} [°C]= 30.2

T_{Sal. Agua de Enf.} [°C]= 41.0

BALANCE DE MATERIA

CORRIENTES DE BR-301

COMPONENTES	MEZCLA DE ALIMENTACION		AIRE DE PROCESO	
	kg mol/hr	kg/hr	kg mol/hr	kg/hr
PARAXYLENO	87.025	9,224.69		0.00
ACIDO ACETICO	584.975	35,098.49		0.00
AGUA	238.581	4,294.46	29.333	527.99
TA		0.00		0.00
P. S.	0.848	135.70		0.00
METIL ACETATO		0.00		0.00
O ₂		0.00	350.465	11,214.88
CO ₂		0.00		0.00
CO		0.00		0.00
N ₂		0.00	1,318.416	36,915.66
p-X Recirc.	1.741	184.49	-----	-----
TOTAL	913.170	48,937.84	1,698.214	48,658.53
	0.04	18		
	0.25	23		
	3.16E-07			
	1.55E-06			
	3.53E-06			
	0.30	0.30		
			1.3078	
P.M.				
PARAXYLENO	106		429.4549	
ACIDO ACETICO	60		0.0003	
AGUA	18		0.0009	
TA	166		0.0028	
ACETATO DE M.	74		28.3725	
ACET.CO	176.93			
ACET.MN	172.94			
BR	79.91			
GAS	28.4		9.9433	1.3078
O ₂	32		11.6454	8.6355
CO ₂	44			7.3277

BALANCE DE MATERIA

COMPONENTES	VAPORES		PRIMER REFLUJO			SEGUNDO REFLUJO		
	kg mol/hr	kg/hr	kg mol/hr	kg/hr	% Peso	kg mol/hr	kg/hr	% Peso
PARAXYLENO	3.412	361.64	0.000	0.00		0.000	0.00	
ACIDO ACETICO	1,177.538	70,652.26	634.934	38,096.0	82.000	328.325	19,699.49	77.000
AGUA	1,098.684	19,776.30	464.586	8,362.54	18.000	326.903	5,884.26	23.000
TA	0.000	0.00	0.000	0.00		0.000	0.00	
P. S.	0.000	0.00	0.000	0.00		0.000	0.00	
METIL ACETATO	1.507	111.49	0.000	0.00		0.000	0.00	
O ₂	71.779	2,296.94	0.000	0.00		0.000	0.00	
CO ₂	23.265	1,023.64	0.000	0.00		0.000	0.00	
CO	5.107	142.99	0.000	0.00		0.000	0.00	
N ₂	1,318.416	36,915.66	0.000	0.00		0.000	0.00	
TOTAL	3,699.707	131,280.92	1,099.519	46,458.6	100.000	655.228	25,583.75	100.000

COMPROBACION

	[kg./hr.]		
	ENTRA	SALE	
PARAXYLENO	9,224.694	361.384	
ACIDO ACETICO	35,098.492	34,501.892	
AGUA	4,822.455	8,266.394	
TA	0.000	13,911.709	
P. S.	135.696	135.696	
METIL ACETATO	0.000	96.779	
O ₂	11,214.883	2,297.035	
CO ₂	0.000	1,023.678	
CO	0.000	143.000	
N ₂	36,915.655	36,915.655	
p-X Recirc.	184.494	0.000	
TOTAL	97,596.369	97,653.222	DIFERENCIA= (56.853) (0.058) %

BALANCE DE MATERIA

COMPONENTES	EFLUENTE			'	'
	kg mol/hr	kg/hr	% Peso		
PARAXYLENO	0.114	12.09	0.040		
ACIDO ACETICO	429.455	25,767.30	85.195	0.000	0.00
AGUA	247.598	4,456.76	14.736	0.000	0.00
TA	83.805	13,911.71			
P. S.	0.848	135.70			
METIL ACETATO	0.119	8.80	0.029		
O ₂	0.003	0.09			
CO ₂	0.001	0.04			
CO	0.000	0.01			
N ₂	0.000	0.00			
TOTAL	761.943	44,292.49	100.000	0.000	0.00

COMBUSTION [kg./hr.]

	REACTIVOS	PRODUCTOS	
ACIDO ACETICO	596.600		
O ₂	464.877		
METIL ACETATO		96.779	
CO ₂		633.575	
CO		43.785	
AGUA		287.338	
TOTAL	1,061.477	1,061.477	24.471
	REACTIVOS	PRODUCTOS	
PARAXYLENO	164.424		
O ₂	464.503		
CO ₂		390.115	
CO		99.206	
AGUA		139.605	
TOTAL	628.927	628.927	16.067 TRBE.

BALANCE DE ENERGIA [kcal/hr]

REACTOR

	ENTRA	SALE
MEZCLA DE ALIMENTACION	1,684,469.509	
AIRE DE PROCESO	1,824,694.909	
PRIMER REFLUJO	2,925,953.057	
SEGUNDO REFLUJO	1,652,826.529	
TERCER REFLUJO	261,217.649	
VAPORES		28,425,203.748
EFLUENTE		2,667,874.415
	----- 8,349,161.652	----- 31,093,078.163
CALOR DE REACCION	22,743,916.511	
CALOR DE REACC./kg mol de React.	60,527.851	
CALOR DE REACC./kg mol de O2	81,095.176	146,275.570 BTU / lb Mol de O2
ΔE	1,615,445.508	

B. EN CODENSADORES [kg./hr.]

	ENTRA	SALE
	131,280.923	46,458.566 1º REFLUJO
		25,583.752 2º REFLUJO
		5,877.870 3º REFLUJO
		41,720.734 VENTEO
		11,640.000 R. DE CONDENSADO
	----- 131,280.923	----- 131,280.923

BALANCE DE ENERGIA [kcal/hr]

CONDENSADORES

PRIMER CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	VAPOR GENERADO (5.3 kg/cm ²) [kg / hr]
VAPORES	28,425,203.748			
VAPORES 1-2		15,206,889.079	10,292,361.613	20,751.98
1° REFLUJO		2,925,953.057		
	-----	-----	-----	
	28,425,203.748	18,132,842.135	10,292,361.613	
SEGUNDO CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	VAPOR GENERADO (2.1 kg/cm ²) [kg / hr]
VAPORES 1-2	15,206,889.079			
VAPORES 2-3		7,363,525.969	6,190,536.58	12,017.37
2° REFLUJO		1,652,826.529		
	-----	-----	-----	
	15,206,889.079	9,016,352.498	6,190,536.580	
TERCER CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	AGUA DE ENFRIAMIENTO [kg / hr]
VAPORES 2-3	7,363,525.969			
VENTEO		1,156,114.47	5,428,902.169	482,692.65
RETIRO DE CONDENSADO		517,291.69		
3° REFLUJO		261,217.65		
	-----	-----	-----	
	7,363,525.969	1,934,623.800	5,428,902.169	

TRBE.

TABLA COMPARATIVA

Información de Literatura Especializada				Información del Balance			
CO + CO ₂							
A Partir de Acido Acético	65%	18.442	kg mol/hr	56.3 %	15.963	kg mol/hr	
CO + CO ₂							
A Partir de p-Xileno	35%	9.930	kg mol/hr	43.7 %	12.409	kg mol/hr	
Metil Acetato							
A Partir de Acido Acético	25%	2.486	kg mol/hr	13.2 %	1.308	kg mol/hr	
Total de							
Agua Generada	0.39 kg de Agua / kg de p-Xilenc	3,597.63	kg / hr	0.37 kg de Agua / kg de p-Xileno	3,443.94	kg / hr	
Retiro de							
Condensado	1.18 kg / kg de p-Xileno Alimentad	10,885.14	kg / hr	1.26 kg / kg de p-Xileno Alimentado	11,640.00	kg / hr	
Agua en Efluente							
(% en Peso)	12%	3,513.72	kg / hr	14.7 %	4,456.76	kg / hr	
TA en Efluente							
(% en Peso)	28%	12,401.90	kg / hr	31.4 %	13,911.71	kg / hr	
HAc perdido por Combustión							
kg de HAc / kg de p-X Alimentado	0.10 -- 0.15	922.47	kg / hr	0.0647	596.600	kg / hr	
		1,383.70	kg / hr				

VI.2 CORRIDAS CON DATOS HIPOTÉTICOS

Con el único fin de mostrar que el programa para la realización del Balance de Materia y el Balance de Energía del reactor, trabaja correctamente en los casos en que se realicen cambios en los datos suministrados. Se realizarán 4 corridas del mismo a partir de datos hipotéticos.

Corrida 1. Se considera una capacidad del 90% de la corrida industrial.

Corrida 2. Se considera una capacidad del 80% de la corrida industrial.

Corrida 3. Se considera una capacidad del 110% de la corrida industrial.

Corrida 4. Se considera una capacidad del 120% de la corrida industrial.

Los datos relacionados con la capacidad se ajustan en la misma proporción, y los restantes se mantienen con los valores utilizados en la corrida con datos industriales.

En la Tabla 8 se muestran los datos utilizados, para la realización de las corridas mencionadas.

Tabla 8, Simulación con datos hipotéticos: datos de entrada.

	CORRIDAS DEL BALANCE									
	Corrida Original	Factor	Corrida 1	Factor	Corrida 2	Factor	Corrida 3	Factor	Corrida 4	
Q mezcla (BR-301) [m ³ /hr]=	52	0.9	46.8	0.8	41.6	1.1	57.2	1.2	62.4	
Q AIRE (BR-301) [m ³ /hr]=	38,040.00		34,236.00		30,432.00		41,844.00		45,648.00	
CO ₂ [% Vol.] =	1.64		Constante		Constante		Constante		Constante	
CO [% Vol.] =	0.36		Constante		Constante		Constante		Constante	
O ₂ [% Vol.] =	5.06		Constante		Constante		Constante		Constante	
Consumo de Ac. Acético [ton/día]=	36.90		35.47		34.04		38.33		39.76	
Q (Compresor # 4) [m ³ /hr]=	66,078.00		61,838.49		57,598.98		70,317.51		74,557.02	
P(5° INTP.) [Kg/cm ²] =	15.30		Constante		Constante		Constante		Constante	
T (5° INTP.) [°C] =	73.00		Constante		Constante		Constante		Constante	
Q p-X (Total) [m ³ /hr]=	30.5		29.421		28.342		31.579		32.658	
RET. de COND: Q [m ³ /hr]=	12.0		10.8		9.6		13.2		14.4	
VAP. PROD. (5.3Kg/cm ²) [Ton/hr]=	53.48		51.40		49.33		55.56		57.63	
VAP. PROD. (2.1Kg/cm ²) [ton/hr]=	30.97		29.77		28.57		32.17		33.37	

Tabla 8 (cont.), Simulación con datos hipotéticos: datos de entrada.

DATOS QUE PERMANECEN CONSTANTES:

Eficiencia de Reacción del TA [%]= 96.3

Q (Compresor # 3) [m³/hr]= 50,056.00

P(5° INTP.) [Kg/cm²] = 12.00

T (5° INTP.) [°C] = 50.50

T de Aire de Proceso [°C]= 150

Q AIRE (BR-307) [m³/hr]= 66,164.00

CO₂ [% Vol.] = 1.45

CO [% Vol.] = 0.35

O₂ [% Vol.] = 5.95

Q mezcla (BR-307) [m³/hr]= 95

Ac. Acético (m) [% peso]= 71.35

Agua (m) [% peso]= 8.73

R.S.= 3.56

T de Mezcla [°C]= 67

BR EN ESTUDIO:

p-X en Efluente [%peso]= 0.04

VENTEO:

Acetato de Metilo [%peso]= 0.1

p-X [%peso]= 0.06

T [°C]= 78.7

RET. de COND:

. Agua [%peso]= 29.26

Ácido Acético [%peso]= 70.13

Acetato de Metilo [%peso]= 0.4

p-X [%peso]= 0.21

DATOS DEL REACTOR:

Nivel [%]= 78

T_F [°C]= 195

T_{Me} [°C]= 191.39

T_{Sup} [°C]= 195.7

P [Kg/cm²]= 15

T_{1° Ref.} [°C]= 175

T_{2° Ref.} [°C]= 150.7

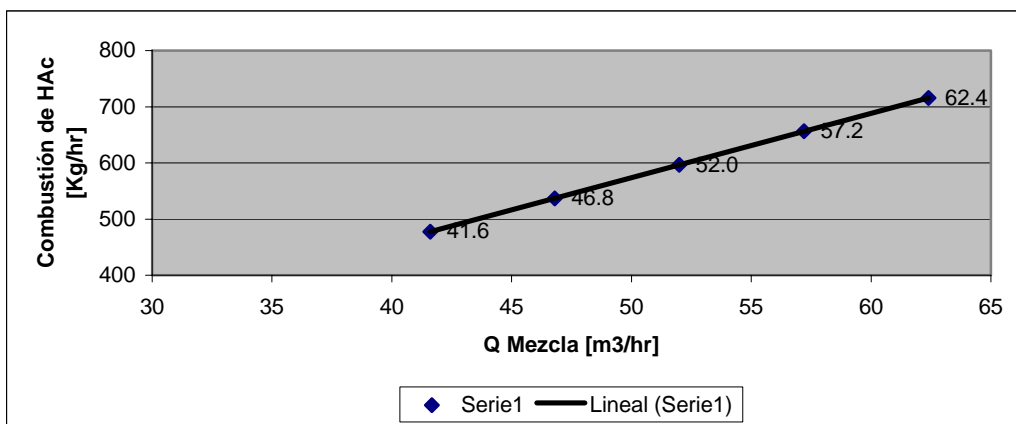
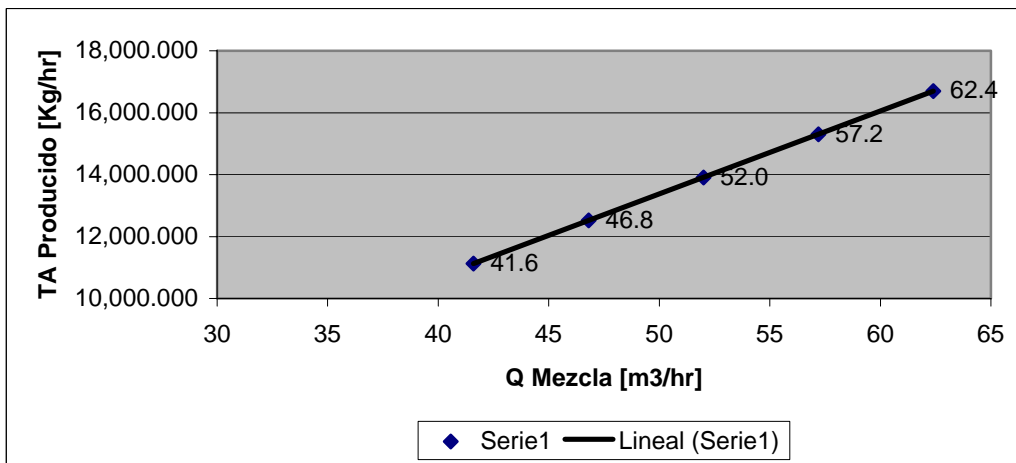
T_{3° Ref.} [°C]= 71.7

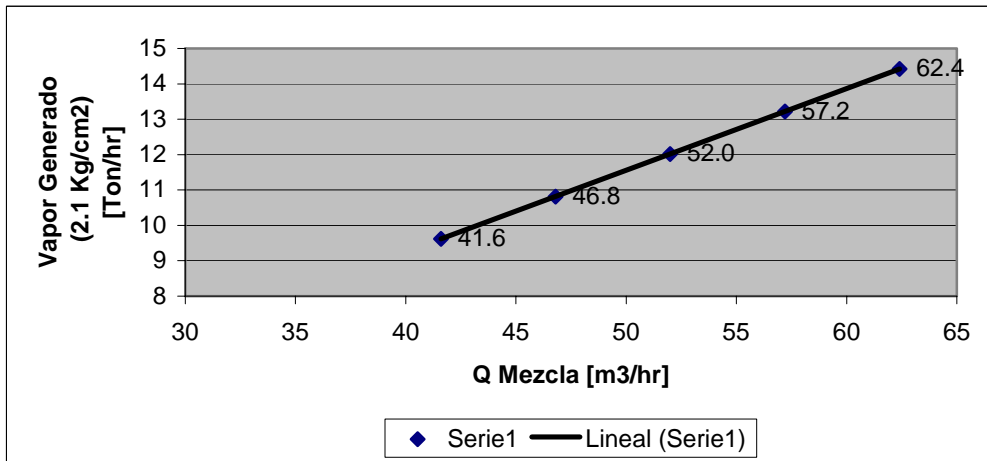
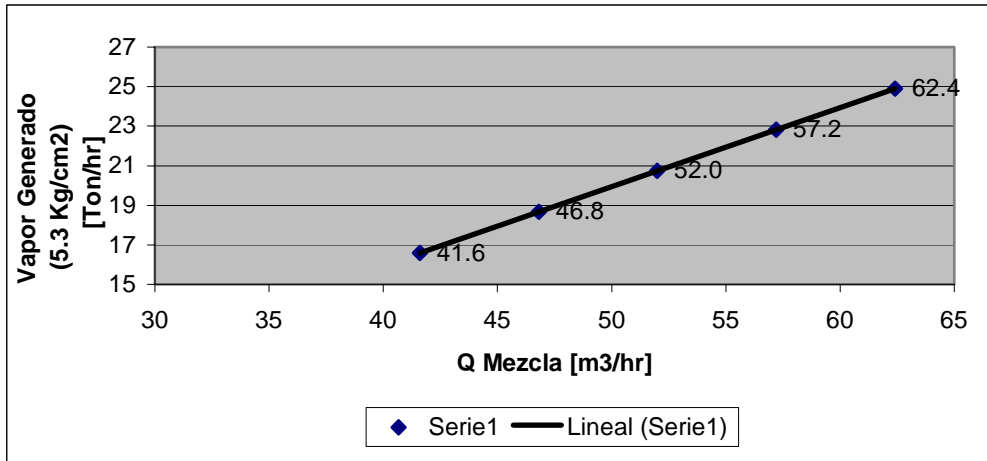
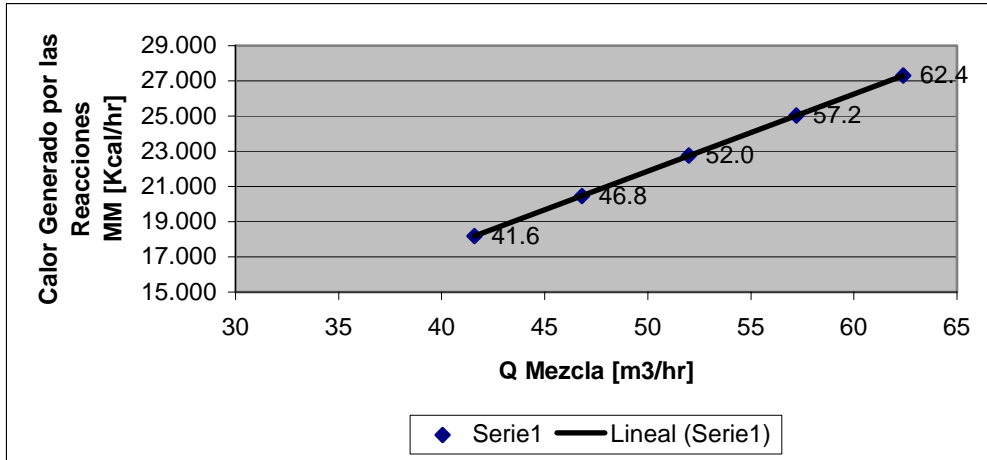
T_{Ent. Agua de Enf.} [°C]= 30.2

T_{Sal. Agua de Enf.} [°C]= 41

GRÁFICAS CON LOS RESULTADOS DE LAS CORRIDAS

En el Apéndice B, se anexan completas las 4 corridas con datos hipotéticos. A continuación se exhiben las gráficas con los resultados obtenidos de todas las corridas realizadas.





OBSERVACIONES:

--Los resultados del modelado en todos los casos se comportan de manera proporcional al aumento o disminución de capacidad.

--Aunque el valor del calor generado por las reacciones cambia proporcionalmente a la capacidad. El calor generado por las reacciones referido a Kg mol de O₂ o lb mol de O₂, se mantiene prácticamente constante

--Los valores de la tabla comparativa de los resultados del Balance, con los reportados en la literatura especializada, también se mantienen constantes.

--Los resultados obtenidos por el Balance de Materia y el Balance de Energía con datos de operación, representan la ubicación y cuantificación de parámetros muy importantes, que ofrecen otra perspectiva de los fenómenos que ocurren en el reactor y que repercuten en una amplitud en el panorama visualizado, un mayor conocimiento del sistema, redundando en una mejor vigilancia y un dominio pleno del proceso. Abriendo con esto la posibilidad de su manipulación, para alcanzar la optimización del mismo.

CAPITULO VII

CONCLUSIONES

Las conclusiones principales de este trabajo son las siguientes:

* El modelo refleja fielmente los resultados del proceso industrial, en los rangos explorados. Esto es importante porque aplicando el modelo se puede predecir la tendencia en el comportamiento del proceso sin tener que realizar pruebas en planta del tipo en las que no se sabe a ciencia cierta el resultado de las mismas y que por lo tanto resultan prohibitivamente caras.

* Como puede observarse la información que proporciona el uso del modelo de reactor de lecho fluidizado evidencia la importancia de parámetros clave en la producción de ácido tereftálico, como son el calor generado por las reacciones, la cuantificación del acetato de metilo, la de la combustión del ácido acético y del p-X. Parámetros que al conocerlos explícitamente se tiene la posibilidad de manejarlos.

* Todo lo cual representa una aportación cualitativa importante, que entre otras cosas facilita el fortalecimiento del trabajo estadístico del proceso, reforzando algunas áreas y ofreciendo nuevos parámetros a utilizar. La posibilidad de elaborar un simulador de proceso propio u optimizar el ya existente, al contarse con información contra la cual se pueda comparar y evaluar. Pero principalmente, avanzar en el conocimiento y comprensión de un proceso que es bastante complejo. Todo esto, con el evidente objetivo de aportar mejoras al proceso y a la planta.

CAPITULO VIII

REFLEXIONES

Cuando se pretende interpretar la manifestación de algún fenómeno, y se recurre a la teoría, o cuando se va a llevar a la práctica, algún concepto o deducción teórica, se enfrenta uno al problema de tener que establecer el puente entre lo teórico y lo práctico, asentar los conocimientos y convertir el sistema en estudio, en un sistema bajo control, dependiendo, del grado de dificultad que se genere, el que pueda llegar a convertirse en un obstáculo muy difícil de vencer. Para enfrentar con buen éxito estos retos se conjugan muchos factores, como: el equipo y la información con que se cuenta, el nivel de las personas con que se labora, el apoyo que se otorgue, las características personales, sin embargo lo que resulta un factor determinante es la preparación académica que se tenga. Traduciéndose al final de cuentas, la diferencia de establecer o no dicho puente, en obtener un logro o un revés. Como se mencionó en un principio, al realizar éste trabajo se está vertiendo los conocimientos y las experiencias adquiridas en la etapa profesional, pero sustentados totalmente por los proporcionados durante la formación escolar.

De manera general, uno no puede tener una valoración del nivel de preparación académico adquirido, sino hasta que se sale a competir al mercado laboral. Ahora, ya con las bases suficientes para hacerlo, quiero expresar mi enorme gratitud y reconocimiento, a mi alma mater, a la Universidad Nacional Autónoma de México, y a todos los grandes maestros que se han encargado de formarnos, por el nivel de excelencia con que se prepara a los Universitarios, que hemos tenido el privilegio de estudiar ahí. Lo que ocasiona que resulte doloroso y enardecedor, constatar la dirección que se le está dando a nuestra máxima casa de estudios, como resultado de una política de ataque a la misma y de apoyo a la educación privada, política implantada e impulsada por intereses aviesos, que pretenden mantenernos en el atraso. Ocasionando con esto que la mejor aportación que se le pueda hacer a la sociedad y al país, mediante la aplicación del espíritu crítico y constructivo, basado en la formación científica otorgada, sea mermada y disminuida en cada ciclo, como resultado de ésta postura equívoca. No obstante, como estamos viviendo una época de cambios, me gustaría pensar que las cosas variarán, para bien de la Universidad y del país, pues como certeramente se apunta en la publicidad de la Escuela, la UNAM constituye el mayor y más importante proyecto cultural de la Nación.

Realizar un análisis de la situación de la industria de éste tipo, enmarcándolo en un contexto global y las repercusiones que tiene o podría tener para el país, dará una lectura muy interesante, y arrojará información muy aleccionadora.

Veamos; dentro de la industria del poliéster, el producto clave en la cadena productiva es el PTA, porque es la materia prima de la inmensa mayoría de las fábricas de fibra, y de las que elaboran la resina para los usos relativamente recientes del PET, esto es; si crece la industria de la fibra, requiere PTA, si crece la industria de la resina requiere PTA, si se implementa a nivel industrial algún nuevo uso del PET o PBT, se necesita más PTA. Acentuado por que el proceso de fabricación de PTA es el que ha tenido mayores innovaciones tecnológicas en los últimos 25 años. Lo que le ha acarreado como consecuencia, incrementos de producción, abatimiento de costos. Todo lo cual se ha reflejado en el precio, convirtiéndose en un producto altamente competitivo, y propiciando con ello un mayor interés en encontrar nuevos usos y aplicaciones de las resinas de poliéster.

Bajo éste contexto se puede ver, por que la industria del poliéster ha crecido tanto y por que esto es más acentuado en la del PTA. De ésta manera resulta entendible que a pesar de ser plantas industriales muy caras, éstas se han multiplicado de manera tan alta, que incluso han llegado al punto de que no obstante la enorme demanda, se haya presentado una sobreoferta de PTA a fines de los 90's, y que aún con todo esto, las expectativas en el corto plazo sean de crecimiento alto y sostenido. Lo cual explica el que sean industrias tan rentables, y que mediante una política adecuada y una postura audaz y encomiable, se tengan planes de expansión y crecimiento ambiciosos.

Si uno ve ésta situación en particular, y voltea a ver el país, no se puede evitar el sorprenderse por los contrastes tan marcados, el que en un país atrasado tecnológicamente como el nuestro, con la carga y el tipo de problemas que tiene, exista una industria de éste tipo, que sea nacional, y aparte sea, tan exitosa, tan pujante y con expectativas de continuar por ese camino y así crecer y fortalecerse aún más, que compite en los mercados internacionales, cumpliendo con las normas de calidad más exigentes, en igualdad de condiciones, con los productores de otros países, de economías más fuertes y más industrializadas, y que puede incluso superarlos en aspectos importantes, no puede menos que aplaudirse. Sin embargo, esto es, evidentemente, una excepción a la norma generalizada de que países como el nuestro, por no tener una economía desarrollada, industrializada, no vivan de manera común éste tipo de situaciones, ¿por qué? Bueno, primeramente habría que ver que los logros de ésta empresa no se dieron de manera automática, ni fueron obra de la casualidad, basta revisar su historia (que para eso sirve), y se verá que tuvieron que conjugarse muchos factores, para poder tener los resultados y cosechar logros. Desde antes del arranque de la planta, se llevó a cabo un esfuerzo muy grande en la capacitación de la gente contratada. Después de haber pasado un proceso de selección muy riguroso, se les estuvo dando entrenamiento; al personal sindicalizado en instalaciones acondicionadas de planta y al personal de supervisión, en una planta del licenciador durante aproximadamente un año. No obstante ésta preparación, tuvieron que pasar entre 4-5 años de operación para que la planta comenzara a obtener los resultados deseados, reflejados en altas producciones y mejoramiento de los índices económicos. A partir de aquí se ha ido incrementando la capacidad y mejorando sus rendimientos. Al grado de pasar en su primer planta, de una capacidad instalada original de 135,000 Ton/Año a otra actual de 600,000 Ton/Año.

¿Que nos demuestra esto? Pues que también en San Juan hace aire, que los trabajadores mexicanos son capaces de realizar los trabajos más calificados, hacerlos bien, y colocarse entre los mejores del mundo, si los factores que se involucran son manejados adecuadamente y sólo se limita el proceso a una cuestión de tiempo. Luego entonces; si se tiene la capacidad para manejar óptimamente, industrias de vanguardia, ¿ por qué éste tipo de casos son sólo aislados? ¿A que se debe que otros países sean, ricos, industrializados, que sus industrias sean las más rentables del mundo y tengan alto ingreso per capita, alto nivel educativo, altos índices de salud, y en general tengan un alto nivel de vida?

La respuesta es muy sencilla y casi conocida por todos; tecnología y tecnología de punta. Sin embargo generar tecnología y plasmarla a nivel industrial, es la culminación de un largo proceso, que involucra toda una infraestructura, que genera una cultura de trabajo, en donde tiene valor prioritario la educación y la investigación científica, que son rubros a los que se les dedica cuantiosos recursos y que son considerados estratégicos y de la mayor importancia para estos países. El proceso es más o menos así: se comienza con la educación básica, media y educación superior, se realiza una fuerte investigación científica, que se plasma en: aplicaciones tecnológicas nuevas, tecnología de punta o mejoras tecnológicas. Las educaciones; básica, media y superior, tienen que ser masivas (remitirse a los índices de escolaridad de estos países), no importando si son privadas o públicas, deben estar al alcance y ser accesibles a la población, de otra forma no sirve, si la educación sólo es accesible a un reducido grupo de ilustres, el sistema se trastoca y pierde toda efectividad. La investigación científica y la búsqueda de la manera de plasmarla, en el desarrollo de nuevas tecnologías o mejora de las existentes, sin ser una actividad masiva, sí se trata de llevar a cabo con el mayor número de personas, partiendo de que éstas son producto de un sistema, donde se fomenta la educación y se prepara gente con alto nivel. Así, con la posterior implementación de nuevas tecnologías, o la mejora de las existentes, se establece un círculo virtuoso, que se va incrementando y mejorando en cada ciclo y que va generando o fortaleciendo una infraestructura y una cultura de investigación científica y de evolución tecnológica. Con la evolución tecnológica se provoca una mayor producción y una mayor productividad, cuyo resultado es una generación abundante de riqueza, y para completar el cuadro, se le pagan altos salarios a los trabajadores, con lo que se dota de poder adquisitivo a la población, que es quien va a consumir, a final de cuentas, los productos que se elaboran en las industrias. Y todos contentos.

Japón es un ejemplo muy claro de lo anterior, país perdedor de la Segunda Guerra Mundial, que sufrió la explosión de dos bombas atómicas, que quedó con el territorio y la economía destrozada, afectados profundamente en su orgullo nacional. Sin embargo desarrollaron una política coherente y destinaron un alto porcentaje de su Producto Interno Bruto (PIB) a la educación. Trabajaron con tesón, sabiendo que era un plan a mediano y largo plazo y comenzaron a recibir resultados hasta después de 15-20 años. Todos conocemos el desenlace, Japón es una de las mayores potencias mundiales en el terreno económico y líder en varias ramas de la industria (automotriz, electrónica, etc.).

Japón es un ejemplo muy claro de ésta situación, pero no es el único, países como Alemania, Francia e Inglaterra, por mencionar sólo algunos, vivieron también situaciones similares. Todo esto pone en evidencia la gran importancia, lo determinante que es el factor humano. Y que al final de cuentas es la aportación colectiva, lo que va a inclinar la balanza para uno u otro lado, dependiendo de los medios y la preparación que el Sistema dé.

¿Qué sucede entonces? Nosotros no hemos sufrido el episodio de una guerra de éste tipo, en donde el territorio nacional haya quedado devastado. Tenemos grandes riquezas naturales, y los hechos demuestran que poseemos también mano de obra calificada, al nivel de las mejores del mundo. Tal vez ésta es la lectura más importante que se puede hacer: La demostración de que existen todas las bases para aspirar a grandes alturas. Si se manejan las cosas a modo de dejar que sólo sea una cuestión de tiempo. Tener muy claro que para que funcione, debe ser un esfuerzo colectivo, que el factor humano es determinante, y que hoy se está haciendo, la historia de mañana.

Tito Román Becerril Estrada.

BIBLIOGRAFÍA

- Encyclopedia of Chemical Technology. Kirk-Othmer
Volume 17, Third Edition.
- Nipon Chemtec Consulting Inc. Dr. Mitsutani & Associates
February 1997
- Terephtalic Acid Chem Systems
An IBM Company
97/98-5
February 1999
- National Cotton Council's <http://www.econcentral.org/wcd/>
02 de Junio de 1999
- Chemical Engineer's Handbook Robert H. Perry / Cecil H. Chilton
5^a Edition
Ed. Mc Graw Hill
- Flow of Fluids Through Valves, Fittings, and Pipe Crane
Fifteenth Printing
- Fisicoquímica Gilbert W. Castellan
2^a Edición
Ed. Addison Wesley Longman
de México S.A. de C.V.
- Procesos de Transferencia de Calor Donald Q. Kern
1^a Edición 13^a Impresión
Ed. Compañía Editorial Continental
S.A. de C.V.

Advanced Organic Chemistry	Jerry March 2 ^a Edition Ed. Mc Graw Hill
Aromatic Character and Aromaticity	Badger Cambridge University Press London 1969
Fisicoquímica	Ira N. Levine 4 ^a Edición Vol. I Ed. Mc Graw Hill
Química Orgánica	John Mc Murry 6 ^a Edición México: International Thomson, 2005
Procesos de Separación	Cary Judson King Reimpresión Marzo 2003 Ed. Reverté 1979
Principios básicos y cálculos en Ingeniería Química	David M. Himmelblau 2 ^a Edición Ed. Prentice Hall
Balances de materia y energía	David M. Himmelblau 4 ^a Edición Ed. Prentice Hall

APÉNDICES

APÉNDICE A

Listado completo de datos requeridos para la realización de los balances de materia y energía:

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA SOBRE EL REACTOR DE TA

CON DATOS REALES DE CAMPO

REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO DE LA UNIDAD DE OXIDACION, CON RLM,
REFLUJOS CALIENTES, 3 CONDENSADORES, RETIRO DE CONDENSADO, OXIDACION SEC.

DATOS

REACTOR
EN ESTUDIO: BR-301

Consumo de Ac. Acético [ton/día]= 36.90
Eficiencia de Reacción del TA [%]= 96.3

INFORMACIÓN DE COMPRESORES

Q (Compresor # 1) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [kg./cm²] =
T (5° INTP.) [°C] =

Q (Compresor # 2) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [kg./cm²] =
T (5° INTP.) [°C] =

Q (Compresor # 3) [m³/hr]= 50,056.00
P(5° INTP.) [kg./cm²] = 12.00
T (5° INTP.) [°C] = 50.50

T de Aire de Proceso [°C]= 150

Q (Compresor # 4) [m³/hr]= 66,078.00
P(5° INTP.) [kg./cm²] = 15.30
T (5° INTP.) [°C] = 73.00

AIRE DE PROCESO Y CONCENTRACIÓN DE GASES EN VENTEO

Q AIRE (BR-301) [m³/hr]= 38,040.00
CO₂ [% Vol.] = 1.64
CO [% Vol.] = 0.36
O₂ [% Vol.] = 5.06

Q AIRE (BR-303) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-305) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-307) [m³/hr]= 66,164.00
CO₂ [% Vol.] = 1.45
CO [% Vol.] = 0.35
O₂ [% Vol.] = 5.95

Q p-X (Total) [m³/hr]= 30.5

TRBE.

MEZCLA DE ALIMENTACION

Q mezcla (BR-301) [m ³ /hr]=	52	T de Mezcla [°C]= 67
Q mezcla (BR-303) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-305) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-307) [m ³ /hr]=	95	
Ac. Acético (m) [% peso]=	71.35	
Agua (m) [% peso]=	8.73	
R.S.=	3.56	

BR EN ESTUDIO:

p-X en Efluente [%peso]=	0.04	
VENTEO:		
Acetato de Metilo [%peso]=	0.1	
p-X [%peso]=	0.06	
T [°C]=	78.7	
RET. de COND: Q [m ³ /hr]=	12.0	0.97
. Agua [%peso]=	29.26	
Acido Acético [%peso]=	70.13	
Acetato de Metilo [%peso]=	0.4	
p-X [%peso]=	0.21	

DATOS DEL REACTOR:

Nivel [%]=	78
T _F [°C]=	195
T _{Me} [°C]=	191.39
T _{Sup} [°C]=	195.7
P [kg./cm ²]=	15
T _{1° Ref.} [°C]=	175
T _{2° Ref.} [°C]=	150.7
T _{3° Ref.} [°C]=	71.7

VAPOR PRODUCIDO:

VAP. PROD. (5.3kg./cm ²) [ton/hr]=	53.48	T _{Ent.} Agua de Enf. [°C]= 30.2
VAP. PROD. (2.1kg./cm ²) [ton/hr]=	30.97	T _{Sal.} Agua de Enf. [°C]= 41.0
	0.855	
	0.946	

APÉNDICE B

Corridas de los balances de materia y energía con datos hipotéticos:

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA SOBRE EL REACTOR DE TA

CORRIDA 1: CON DATOS HIPOTÉTICOS

REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO DE LA UNIDAD DE OXIDACION, CON RLM,
REFLUJOS CALIENTES, 3 CONDENSADORES, RETIRO DE CONDENSADO, OXIDACION SEC.

DATOS

REACTOR
EN ESTUDIO: BR-301

Consumo de Ac. Acético [ton/día]= 35.47
Eficiencia de Reacción del TA [%]= 96.3

INFORMACIÓN DE COMPRESORES

Q (Compresor # 1) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [Kg./cm²]=
T (5° INTP.) [°C]=

Q (Compresor # 2) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [Kg./cm²]=
T (5° INTP.) [°C]=

Q (Compresor # 3) [m³/hr]= 50,056.00
P(5° INTP.) [Kg./cm²]= 12.00
T (5° INTP.) [°C]= 50.50

T de Aire de Proceso [°C]= 150

Q (Compresor # 4) [m³/hr]= 61,838.49
P(5° INTP.) [Kg./cm²]= 15.30
T (5° INTP.) [°C]= 73.00

AIRE DE PROCESO Y CONCENTRACIÓN DE GASES EN VENTEO

Q AIRE (BR-301) [m³/hr]= 34,236.00
CO₂ [% Vol.] = 1.64
CO [% Vol.] = 0.36
O₂ [% Vol.] = 5.06

Q AIRE (BR-303) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-305) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-307) [m³/hr]= 66,164.00
CO₂ [% Vol.] = 1.45
CO [% Vol.] = 0.35
O₂ [% Vol.] = 5.95

Q p-X (Total) [m³/hr]= 29.421

TRBE.

MEZCLA DE ALIMENTACION

Q mezcla (BR-301) [m ³ /hr]=	46,8	T de Mezcla [°C]= 67
Q mezcla (BR-303) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-305) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-307) [m ³ /hr]=	95	
Ac. Acético (m) [% peso]=	71,35	
Agua (m) [% peso]=	8,73	
R.S.=	3,56	

BR EN ESTUDIO:

p-X en Efluente [%peso]= 0,04

VENTEO:

Acetato de Metilo [%peso]= 0,1
 p-X [%peso]= 0,06
 T [°C]= 78,7

RET. de COND: Q [m³/hr]= 10,8 0,97

. Agua [%peso]= 29,26
 Acido Acético [%peso]= 70,13
 Acetato de Metilo [%peso]= 0,4
 p-X [%peso]= 0,21

DATOS DEL REACTOR:

Nivel [%]= 78
 T_F [°C]= 195
 T_{Me} [°C]= 191,39
 T_{Sup} [°C]= 195,7
 P [Kg./cm²]= 15
 T_{1° Ref.} [°C]= 175
 T_{2° Ref.} [°C]= 150,7
 T_{3° Ref.} [°C]= 71,7

VAPOR PRODUCIDO:

VAP. PROD. (5.3Kg./cm ²) [ton/hr]=	51,4	T _{Ent. Agua de Enf.} [°C]= 30,2
VAP. PROD. (2.1Kg./cm ²) [ton/hr]=	29,77	T _{Sal. Agua de Enf.} [°C]= 41,0
	0,855	
	0,946	

BALANCE DE MATERIA

CORRIENTES DE BR-301

COMPONENTES	MEZCLA DE ALIMENTACION		AIRE DE PROCESO	
	Kg mol/hr	Kg/hr	Kg mol/hr	Kg/hr
PARAXYLENO	78,323	8.302,20		0,00
ACIDO ACETICO	526,477	31.588,64		0,00
AGUA	214,723	3.865,02	26,085	469,52
TA		0,00		0,00
P. S.	0,813	130,13		0,00
METIL ACETATO		0,00		0,00
O ₂		0,00	315,485	10.095,51
CO ₂		0,00		0,00
CO		0,00		0,00
N ₂		0,00	1.186,823	33.231,06
p-X Recirc.	1,566	166,04	-----	-----
TOTAL	821,903	44.052,03	1.528,393	43.796,09

0,04 18

0,25 23

3,16E-07

1,55E-06

3,53E-06

0,30 0,30

1,1772

P.M.

PARAXYLENO	106	386,5072	
ACIDO ACETICO	60	0,0003	
AGUA	18	0,0008	
TA	166	0,0026	
ACETATO DE M.	74	25,5406	
ACET.CO	176,93		
ACET.MN	172,94		
BR	79,91		
GAS	28,4	8,9495	1,1772
O ₂	32	10,4813	7,7723
CO ₂	44		6,5952

BALANCE DE MATERIA

COMPONENTES	VAPORES		PRIMER REFLUJO			SEGUNDO REFLUJO		
	Kg mol/hr	Kg/hr	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso
PARAXYLENO	3,070	325,42	0,000	0,00		0,000	0,00	
ACIDO ACETICO	1.059,777	63.586,62	571,379	34.282,8	82,000	295,506	17.730,38	77,000
AGUA	988,842	17.799,16	418,082	7.525,48	18,000	294,227	5.296,09	23,000
TA	0,000	0,00	0,000	0,00		0,000	0,00	
P. S.	0,000	0,00	0,000	0,00		0,000	0,00	
METIL ACETATO	1,356	100,36	0,000	0,00		0,000	0,00	
O ₂	64,615	2.067,68	0,000	0,00		0,000	0,00	
CO ₂	20,942	921,47	0,000	0,00		0,000	0,00	
CO	4,597	128,72	0,000	0,00		0,000	0,00	
N ₂	1.186,823	33.231,06	0,000	0,00		0,000	0,00	
TOTAL	3.330,023	118.160,48	989,462	41.808,2	100,000	589,733	23.026,47	100,000

COMPROBACION		[Kg./hr.]	
	ENTRA	SALE	
PARAXYLENO	8.302,200	325,181	
ACIDO ACETICO	31.588,643	31.051,675	
AGUA	4.334,539	7.434,141	
TA	0,000	12.520,500	
P. S.	130,126	130,126	
METIL ACETATO	0,000	87,110	
O ₂	10.095,511	2.067,765	
CO ₂	0,000	921,503	
CO	0,000	128,727	
N ₂	33.231,057	33.231,057	
p-X Recirc.	166,044	0,000	
TOTAL	87.848,121	87.897,785	DIFERENCIA= (49,665) (0,057) %

BALANCE DE MATERIA

TERCER REFLUJO			RETIRO DE CONDENSADO			VENTEO	
Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	Kg mol/hr	Kg/hr	% peso	Kg mol/hr	Kg/hr
0,105	11,12	0,210	0,208	22,00	0,210	2,758	292,30
61,871	3.712,24	70,130	122,447	7.346,82	70,130	8,574	514,43
86,047	1.548,84	29,260	170,293	3.065,28	29,260	20,193	363,47
0,000	0,00		0,000	0,00		0,000	0,00
0,000	0,00		0,000	0,00		0,000	0,00
0,286	21,17	0,400	0,566	41,90	0,400	0,504	37,29
0,000	0,00		0,000	0,00		64,615	2.067,68
0,000	0,00		0,000	0,00		20,942	921,47
0,000	0,00		0,000	0,00		4,597	128,72
0,000	0,00		0,000	0,00		1.186,823	33.231,06
148,308	5.293,37	100,000	293,514	10.476,00	100,000	1.309,006	37.556,41

REACCION PRINCIPAL: [Kg./hr.]

	REACTIVOS	PRODUCTOS	
PARAXYLENO	7.995,018		
O ₂	7.240,771		
TA		12.520,500	
AGUA		2.715,289	
	TOTAL	15.235,789	15.235,789
			301,699

BALANCE DE MATERIA

COMPONENTES	EFLUENTE			'	'
	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	'	'
PARAXYLENO	0,103	10,88	0,040		
ACIDO ACETICO	386,507	23.190,43	85,213	0,000	0,00
AGUA	222,522	4.005,39	14,718	0,000	0,00
TA	75,425	12.520,50			
P. S.	0,813	130,13			
METIL ACETATO	0,107	7,92	0,029		
O ₂	0,003	0,08			
CO ₂	0,001	0,04			
CO	0,000	0,01			
N ₂	0,000	0,00			
TOTAL	685,480	39.865,37	100,000	0,000	0,00

COMBUSTION [Kg./hr.]

	REACTIVOS	PRODUCTOS	
ACIDO ACETICO	536,968		
O ₂	418,425		
METIL ACETATO		87,110	
CO ₂		570,296	
CO		39,374	
AGUA		258,614	
TOTAL	955,393	955,393	22,025
	REACTIVOS	PRODUCTOS	
PARAXYLENO	148,045		
O ₂	418,219		
CO ₂		351,219	
CO		89,346	
AGUA		125,698	
TOTAL	566,263	566,263	14,466 TRBE.

BALANCE DE ENERGIA [kcal/hr]

REACTOR

	ENTRA	SALE
MEZCLA DE ALIMENTACION	1.516.175,782	
AIRE DE PROCESO	1.642.353,462	
PRIMER REFLUJO	2.633.076,190	
SEGUNDO REFLUJO	1.487.614,359	
TERCER REFLUJO	235.241,793	
VAPORES		25.583.295,327
EFLUENTE		2.400.651,827
	-----	-----
	7.514.461,587	27.983.947,154
CALOR GENERADO POR LAS REACCIONES	20.469.485,567	
CALOR GEN. REACC./Kg mol de React.	60.526,578	
CALOR GEN. REACC./Kg mol de O2	81.093,213	146.272,029 BTU / lb Mol de O2
ΔE	1.453.824,883	

B. EN CODENSADORES [Kg./hr.]

	ENTRA	SALE
	118.160,485	41.808,239 1º REFLUJO
		23.026,468 2º REFLUJO
		5.293,366 3º REFLUJO
		37.556,412 VENTEO
		10.476,000 R. DE CONDENSADO
	-----	-----
	118.160,485	118.160,485

BALANCE DE ENERGIA [kcal/hr]

CONDENSADORES

PRIMER CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	VAPOR GENERADO (5.3 Kg/cm ²) [Kg / hr]
VAPORES	25.583.295,327			
VAPORES 1-2		13.687.958,928	9.262.260,209	18.675,04
1º REFLUJO		2.633.076,190		
	-----	-----	-----	
	25.583.295,327	16.321.035,118	9.262.260,209	
SEGUNDO CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	VAPOR GENERADO (2.1 Kg/cm ²) [Kg / hr]
VAPORES 1-2	13.687.958,928			
VAPORES 2-3		6.628.536,545	5.571.808,02	10.816,26
2º REFLUJO		1.487.614,359		
	-----	-----	-----	
	13.687.958,928	8.116.150,904	5.571.808,024	
TERCER CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	AGUA DE ENFRIAMIENTO [Kg / hr]
VAPORES 2-3	6.628.536,545			
VENTEO		1.040.705,85	4.887.026,390	434.513,58
RETIRO DE CONDENSADO		465.562,52		
3º REFLUJO		235.241,79		
	-----	-----	-----	
	6.628.536,545	1.741.510,155	4.887.026,390	

TRBE.

TABLA COMPARATIVA

Información de Literatura Especializada				Información del Balance			
CO + CO2							
A Partir de Acido Acético	65%	16,601	Kg mol/hr	56,3 %	14,367	Kg mol/hr	
CO + CO2							
A Partir de p-Xileno	35%	8,939	Kg mol/hr	43,7 %	11,173	Kg mol/hr	
Metil Acetato							
A Partir de Acido Acético	25%	2,237	Kg mol/hr	13,2 %	1,177	Kg mol/hr	
Total de							
Agua Generada	0.39 Kg de Agua / Kg de p-Xileno	3.237,86	Kg / hr	0,37 Kg de Agua / Kg de p-Xileno	3.099,60	Kg / hr	
Retiro de							
Condensado	1.18 Kg / Kg de p-Xileno Alimentado	9.796,60	Kg / hr	1,26 Kg / Kg de p-Xileno Alimentado	10.476,00	Kg / hr	
Agua en Efluente							
(% en Peso)	12%	3.162,33	Kg / hr	14,7 %	4.005,39	Kg / hr	
TA en Efluente							
(% en Peso)	28%	11.162,30	Kg / hr	31,4 %	12.520,50	Kg / hr	
HAc perdido por Combustión							
Kg de HAc / Kg de p-X Alimentado	0.10 -- 0.15	830,22	Kg / hr	0,0647	536,968	Kg / hr	
		1.245,33	Kg / hr				

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA SOBRE EL REACTOR DE TA

CORRIDA 2: CON DATOS HIPOTÉTICOS

REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO DE LA UNIDAD DE OXIDACION, CON RLM,
REFLUJOS CALIENTES, 3 CONDENSADORES, RETIRO DE CONDENSADO, OXIDACION SEC.

DATOS

**REACTOR
EN ESTUDIO: BR-301**

Consumo de Ac. Acético [ton/día]= 34,04
Eficiencia de Reacción del TA [%]= 96,3

INFORMACIÓN DE COMPRESORES

Q (Compresor # 1) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [Kg./cm²]=
T (5° INTP.) [°C]=

Q (Compresor # 2) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [Kg./cm²]=
T (5° INTP.) [°C]=

Q (Compresor # 3) [m³/hr]= 50.056,00
P(5° INTP.) [Kg./cm²]= 12,00
T (5° INTP.) [°C]= 50,50

T de Aire de Proceso [°C]= 150

Q (Compresor # 4) [m³/hr]= 57.598,98
P(5° INTP.) [Kg./cm²]= 15,30
T (5° INTP.) [°C]= 73,00

AIRE DE PROCESO Y CONCENTRACIÓN DE GASES EN VENTEO

Q AIRE (BR-301) [m³/hr]= 30.432,00
CO₂ [% Vol.] = 1,64
CO [% Vol.] = 0,36
O₂ [% Vol.] = 5,06

Q AIRE (BR-303) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-305) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-307) [m³/hr]= 66.164,00
CO₂ [% Vol.] = 1,45
CO [% Vol.] = 0,35
O₂ [% Vol.] = 5,95

Q p-X (Total) [m³/hr]= 28,342

TRBE.

MEZCLA DE ALIMENTACION

Q mezcla (BR-301) [m ³ /hr]=	41,6	T de Mezcla [°C]= 67
Q mezcla (BR-303) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-305) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-307) [m ³ /hr]=	95	
Ac. Acético (m) [% peso]=	71,35	
Agua (m) [% peso]=	8,73	
R.S.=	3,56	

BR EN ESTUDIO:

p-X en Efluente [%peso]= 0,04

VENTEO:

Acetato de Metilo [%peso]= 0,1
 p-X [%peso]= 0,06
 T [°C]= 78,7

RET. de COND: Q [m³/hr]= 9,6 0,97

. Agua [%peso]= 29,26
 Acido Acético [%peso]= 70,13
 Acetato de Metilo [%peso]= 0,4
 p-X [%peso]= 0,21

DATOS DEL REACTOR:

Nivel [%]= 78
 T_F [°C]= 195
 T_{Me} [°C]= 191,39
 T_{Sup} [°C]= 195,7
 P [Kg./cm²]= 15
 T^{1º Ref.} [°C]= 175
 T^{2º Ref.} [°C]= 150,7
 T^{3º Ref.} [°C]= 71,7

VAPOR PRODUCIDO:

VAP. PROD. (5.3Kg./cm²) [ton/hr]= 49,33
 VAP. PROD. (2.1Kg./cm²) [ton/hr]= 28,57
 0,855
 0,946

T Ent. Agua de Enf. [°C]= 30,2

T Sal. Agua de Enf. [°C]= 41,0

BALANCE DE MATERIA

CORRIENTES DE BR-301

COMPONENTES	MEZCLA DE ALIMENTACION		AIRE DE PROCESO	
	Kg mol/hr	Kg/hr	Kg mol/hr	Kg/hr
PARAXYLENO	69,620	7.379,71		0,00
ACIDO ACETICO	467,980	28.078,79		0,00
AGUA	190,865	3.435,57	22,884	411,92
TA		0,00		0,00
P. S.	0,778	124,56		0,00
METIL ACETATO		0,00		0,00
O ₂		0,00	280,494	8.975,82
CO ₂		0,00		0,00
CO		0,00		0,00
N ₂		0,00	1.055,193	29.545,40
p-X Recirc.	1,392	147,59	-----	-----
TOTAL	730,636	39.166,22	1.358,571	38.933,13

0,04 18
0,25 23

3,16E-07
1,55E-06
3,53E-06
0,30 0,30

1,0465

P.M.

PARAXYLENO	106	343,5598	
ACIDO ACETICO	60	0,0002	
AGUA	18	0,0007	
TA	166	0,0023	
ACETATO DE M.	74	22,7079	
ACET.CO	176,93		
ACET.MN	172,94		
BR	79,91		
GAS	28,4	7,9555	1,0465
O ₂	32	9,3171	6,9091
CO ₂	44		5,8626

BALANCE DE MATERIA

COMPONENTES	VAPORES		PRIMER REFLUJO			SEGUNDO REFLUJO		
	Kg mol/hr	Kg/hr	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso
PARAXYLENO	2,728	289,21	0,000	0,00		0,000	0,00	
ACIDO ACETICO	942,126	56.527,57	507,943	30.476,6	82,000	262,686	15.761,15	77,000
AGUA	879,076	15.823,37	371,665	6.689,98	18,000	261,549	4.707,88	23,000
TA	0,000	0,00	0,000	0,00		0,000	0,00	
P. S.	0,000	0,00	0,000	0,00		0,000	0,00	
METIL ACETATO	1,206	89,23	0,000	0,00		0,000	0,00	
O ₂	57,449	1.838,36	0,000	0,00		0,000	0,00	
CO ₂	18,620	819,27	0,000	0,00		0,000	0,00	
CO	4,087	114,44	0,000	0,00		0,000	0,00	
N ₂	1.055,193	29.545,40	0,000	0,00		0,000	0,00	
TOTAL	2.960,485	105.046,85	879,608	37.166,5	100,000	524,234	20.469,02	100,000

COMPROBACION [Kg./hr.]

	ENTRA	SALE	
PARAXYLENO	7.379,709	288,988	
ACIDO ACETICO	28.078,794	27.601,462	
AGUA	3.847,487	6.602,742	
TA	0,000	11.129,297	
P. S.	124,557	124,557	
METIL ACETATO	0,000	77,439	
O ₂	8.975,817	1.838,429	
CO ₂	0,000	819,299	
CO	0,000	114,450	
N ₂	29.545,399	29.545,399	
p-X Recirc.	147,594	0,000	
TOTAL	78.099,357	78.142,062	DIFERENCIA= (42,705) (0,055) %

BALANCE DE MATERIA

TERCER REFLUJO			RETIRO DE CONDENSADO			VENTEO	
Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	Kg mol/hr	Kg/hr	% peso	Kg mol/hr	Kg/hr
0,093	9,89	0,210	0,184	19,56	0,210	2,451	259,77
55,033	3.301,97	70,130	108,842	6.530,51	70,130	7,623	457,37
76,537	1.377,67	29,260	151,372	2.724,69	29,260	17,953	323,16
0,000	0,00		0,000	0,00		0,000	0,00
0,000	0,00		0,000	0,00		0,000	0,00
0,255	18,83	0,400	0,503	37,25	0,400	0,448	33,15
0,000	0,00		0,000	0,00		57,449	1.838,36
0,000	0,00		0,000	0,00		18,620	819,27
0,000	0,00		0,000	0,00		4,087	114,44
0,000	0,00		0,000	0,00		1.055,193	29.545,40
131,918	4.708,36	100,000	260,901	9.312,00	100,000	1.163,823	33.390,91

REACCION PRINCIPAL: [Kg./hr.]

	REACTIVOS	PRODUCTOS	
PARAXYLENO	7.106,660		
O ₂	6.436,220		
TA		11.129,297	
AGUA		2.413,583	
TOTAL	13.542,880	13.542,880	268,176

BALANCE DE MATERIA

COMPONENTES	EFLUENTE			'	'
	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	'	'
PARAXYLENO	0,091	9,67	0,040		
ACIDO ACETICO	343,560	20.613,59	85,232	0,000	0,00
AGUA	197,494	3.554,89	14,699	0,000	0,00
TA	67,044	11.129,30			
P. S.	0,778	124,56			
METIL ACETATO	0,095	7,04	0,029		
O ₂	0,002	0,07			
CO ₂	0,001	0,03			
CO	0,000	0,01			
N ₂	0,000	0,00			
TOTAL	609,066	35.439,15	100,000	0,000	0,00

COMBUSTION [Kg./hr.]

	REACTIVOS	PRODUCTOS	
ACIDO ACETICO	477,332		
O ₂	371,968		
METIL ACETATO		77,439	
CO ₂		507,004	
CO		34,967	
AGUA		229,890	
TOTAL	849,300	849,300	19,580
	REACTIVOS	PRODUCTOS	
PARAXYLENO	131,656		
O ₂	371,909		
CO ₂		312,305	
CO		79,476	
AGUA		111,783	
TOTAL	503,565	503,565	12,864 TRBE.

BALANCE DE ENERGIA [kcal/hr]

REACTOR

	ENTRA	SALE
MEZCLA DE ALIMENTACION	1.347.882,173	
AIRE DE PROCESO	1.459.992,526	
PRIMER REFLUJO	2.340.743,292	
SEGUNDO REFLUJO	1.322.391,907	
TERCER REFLUJO	209.243,728	
VAPORES		22.743.461,904
EFLUENTE		2.133.563,941
	-----	-----
	6.680.253,625	24.877.025,845
CALOR GENERADO POR LAS REACCIONES	18.196.772,220	
CALOR GEN. REACC./Kg mol de React.	60.530,899	
CALOR GEN. REACC./Kg mol de O2	81.098,723	146.281,968 BTU / lb Mol de O2
ΔE	1.292.394,767	

B. EN CODENSADORES [Kg./hr.]

	ENTRA	SALE
	105.046,846	37.166,549 1º REFLUJO
		20.469,024 2º REFLUJO
		4.708,363 3º REFLUJO
		33.390,910 VENTEO
		9.312,000 R. DE CONDENSADO
	-----	-----
	105.046,846	105.046,846

BALANCE DE ENERGIA [kcal/hr]

CONDENSADORES

PRIMER CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	VAPOR GENERADO (5.3 Kg/cm ²) [Kg / hr]
VAPORES	22.743.461,904			
VAPORES 1-2		12.168.763,083	8.233.955,530	16.601,72
1° REFLUJO		2.340.743,292		
	-----	-----	-----	
	22.743.461,904	14.509.506,375	8.233.955,530	
SEGUNDO CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	VAPOR GENERADO (2.1 Kg/cm ²) [Kg / hr]
VAPORES 1-2	12.168.763,083			
VAPORES 2-3		5.893.339,641	4.953.031,54	9.615,07
2° REFLUJO		1.322.391,907		
	-----	-----	-----	
	12.168.763,083	7.215.731,547	4.953.031,536	
TERCER CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	AGUA DE ENFRIAMIENTO [Kg / hr]
VAPORES 2-3	5.893.339,641			
VENTEO		925.266,36	4.344.996,204	386.320,78
RETIRO DE CONDENSADO		413.833,35		
3° REFLUJO		209.243,73		
	-----	-----	-----	
	5.893.339,641	1.548.343,437	4.344.996,204	

TRBE.

TABLA COMPARATIVA

Información de Literatura Especializada				Información del Balance			
CO + CO ₂							
A Partir de Acido Acético	65%	14,760	Kg mol/hr	56,2 %	12,772	Kg mol/hr	
CO + CO ₂							
A Partir de p-Xileno	35%	7,948	Kg mol/hr	43,8 %	9,936	Kg mol/hr	
Metil Acetato							
A Partir de Acido Acético	25%	1,989	Kg mol/hr	13,2 %	1,046	Kg mol/hr	
Total de							
Agua Generada	0.39 Kg de Agua / Kg de p-Xileno	2.878,09	Kg / hr	0,37 Kg de Agua / Kg de p-Xileno	2.755,26	Kg / hr	
Retiro de							
Condensado	1.18 Kg / Kg de p-Xileno Alimentado	8.708,06	Kg / hr	1,26 Kg / Kg de p-Xileno Alimentado	9.312,00	Kg / hr	
Agua en Efluente							
(% en Peso)	12%	2.810,94	Kg / hr	14,7 %	3.554,89	Kg / hr	
TA en Efluente							
(% en Peso)	28%	9.922,96	Kg / hr	31,4 %	11.129,30	Kg / hr	
HAc perdido por Combustión							
Kg de HAc / Kg de p-X Alimentado	0.10 -- 0.15	737,97	Kg / hr	0,0647	477,332	Kg / hr	
		1.106,96	Kg / hr				

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA SOBRE EL REACTOR DE TA

CORRIDA 3: CON DATOS HIPOTÉTICOS

REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO DE LA UNIDAD DE OXIDACION, CON RLM,
REFLUJOS CALIENTES, 3 CONDENSADORES, RETIRO DE CONDENSADO, OXIDACION SEC.

DATOS

**REACTOR
EN ESTUDIO: BR-301**

Consumo de Ac. Acético [ton/día]= 38,33
Eficiencia de Reacción del TA [%]= 96,3

INFORMACIÓN DE COMPRESORES

Q (Compresor # 1) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [Kg./cm²]=
T (5° INTP.) [°C]=

Q (Compresor # 2) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [Kg./cm²]=
T (5° INTP.) [°C]=

Q (Compresor # 3) [m³/hr]= 50.056,00
P(5° INTP.) [Kg./cm²]= 12,00
T (5° INTP.) [°C]= 50,50

T de Aire de Proceso [°C]= 150

Q (Compresor # 4) [m³/hr]= 70.317,51
P(5° INTP.) [Kg./cm²]= 15,30
T (5° INTP.) [°C]= 73,00

AIRE DE PROCESO Y CONCENTRACIÓN DE GASES EN VENTEO

Q AIRE (BR-301) [m³/hr]= 41.844,00
CO₂ [% Vol.] = 1,64
CO [% Vol.] = 0,36
O₂ [% Vol.] = 5,06

Q AIRE (BR-303) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-305) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-307) [m³/hr]= 66.164,00
CO₂ [% Vol.] = 1,45
CO [% Vol.] = 0,35
O₂ [% Vol.] = 5,95

Q p-X (Total) [m³/hr]= 31,579

TRBE.

MEZCLA DE ALIMENTACION

Q mezcla (BR-301) [m ³ /hr]=	57,2	T de Mezcla [°C]= 67
Q mezcla (BR-303) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-305) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-307) [m ³ /hr]=	95	
Ac. Acético (m) [% peso]=	71,35	
Agua (m) [% peso]=	8,73	
R.S.=	3,56	

BR EN ESTUDIO:

p-X en Efluente [%peso]= 0,04

VENTEO:

Acetato de Metilo [%peso]= 0,1
 p-X [%peso]= 0,06
 T [°C]= 78,7

RET. de COND: Q [m³/hr]= 13,2 0,97

. Agua [%peso]= 29,26
 Acido Acético [%peso]= 70,13
 Acetato de Metilo [%peso]= 0,4
 p-X [%peso]= 0,21

DATOS DEL REACTOR:

Nivel [%]= 78
 T_F [°C]= 195
 T_{Me} [°C]= 191,39
 T_{Sup} [°C]= 195,7
 P [Kg./cm²]= 15
 T_{1º Ref.} [°C]= 175
 T_{2º Ref.} [°C]= 150,7
 T_{3º Ref.} [°C]= 71,7

VAPOR PRODUCIDO:

VAP. PROD. (5.3Kg./cm ²) [ton/hr]=	55,56	T _{Ent. Agua de Enf.} [°C]= 30,2
VAP. PROD. (2.1Kg./cm ²) [ton/hr]=	32,17	T _{Sal. Agua de Enf.} [°C]= 41,0
	0,855	
	0,946	

BALANCE DE MATERIA

CORRIENTES DE BR-301

COMPONENTES	MEZCLA DE ALIMENTACION		AIRE DE PROCESO	
	Kg mol/hr	Kg/hr	Kg mol/hr	Kg/hr
PARAXYLENO	95,728	10.147,19		0,00
ACIDO ACETICO	643,472	38.608,34		0,00
AGUA	262,439	4.723,91	32,624	587,23
TA		0,00		0,00
P. S.	0,883	141,27		0,00
METIL ACETATO		0,00		0,00
O ₂		0,00	385,436	12.333,97
CO ₂		0,00		0,00
CO		0,00		0,00
N ₂		0,00	1.449,975	40.599,30
p-X Recirc.	1,915	202,94	-----	-----
TOTAL	1.004,437	53.823,65	1.868,036	53.520,50
	0,04	18		
	0,25	23		
	3,16E-07			
	1,55E-06			
	3,53E-06			
	0,30	0,30		
			1,4385	
P.M.				
PARAXYLENO	106	472,4030		
ACIDO ACETICO	60	0,0003		
AGUA	18	0,0010		
TA	166	0,0031		
ACETATO DE M.	74	31,2037		
ACET.CO	176,93			
ACET.MN	172,94			
BR	79,91			
GAS	28,4	10,9371	1,4385	
O ₂	32	12,8095	9,4987	
CO ₂	44		8,0602	

BALANCE DE MATERIA

COMPONENTES	VAPORES		PRIMER REFLUJO			SEGUNDO REFLUJO		
	Kg mol/hr	Kg/hr	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso
PARAXYLENO	3,753	397,86	0,000	0,00		0,000	0,00	
ACIDO ACETICO	1.295,299	77.717,95	698,496	41.909,8	82,000	361,141	21.668,49	77,000
AGUA	1.208,521	21.753,38	511,095	9.199,71	18,000	359,578	6.472,41	23,000
TA	0,000	0,00	0,000	0,00		0,000	0,00	
P. S.	0,000	0,00	0,000	0,00		0,000	0,00	
METIL ACETATO	1,657	122,62	0,000	0,00		0,000	0,00	
O ₂	78,942	2.526,15	0,000	0,00		0,000	0,00	
CO ₂	25,586	1.125,78	0,000	0,00		0,000	0,00	
CO	5,616	157,26	0,000	0,00		0,000	0,00	
N ₂	1.449,975	40.599,30	0,000	0,00		0,000	0,00	
TOTAL	4.069,350	144.400,30	1.209,591	51.109,5	100,000	720,720	28.140,90	100,000

COMPROBACION

[Kg./hr.]

	ENTRA	SALE	
PARAXYLENO	10.147,192	397,596	
ACIDO ACETICO	38.608,341	37.952,113	
AGUA	5.311,142	9.099,412	
TA	0,000	15.302,922	
P. S.	141,266	141,266	
METIL ACETATO	0,000	106,447	
O ₂	12.333,966	2.526,246	
CO ₂	0,000	1.125,826	
CO	0,000	157,269	
N ₂	40.599,305	40.599,305	
p-X Recirc.	202,944	0,000	
TOTAL	107.344,155	107.408,401	DIFERENCIA= (64,246) (0,060) %

BALANCE DE MATERIA

TERCER REFLUJO			RETIRO DE CONDENSADO			VENTEO	
Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	Kg mol/hr	Kg/hr	% peso	Kg mol/hr	Kg/hr
0,128	13,57	0,210	0,254	26,89	0,210	3,372	357,41
75,529	4.531,75	70,130	149,657	8.979,45	70,130	10,475	628,49
105,042	1.890,76	29,260	208,136	3.746,45	29,260	24,670	444,06
0,000	0,00		0,000	0,00		0,000	0,00
0,000	0,00		0,000	0,00		0,000	0,00
0,349	25,85	0,400	0,692	51,22	0,400	0,616	45,55
0,000	0,00		0,000	0,00		78,942	2.526,15
0,000	0,00		0,000	0,00		25,586	1.125,78
0,000	0,00		0,000	0,00		5,616	157,26
0,000	0,00		0,000	0,00		1.449,975	40.599,30
181,049	6.461,93	100,000	358,739	12.804,00	100,000	1.599,252	45.884,00

REACCION PRINCIPAL: [Kg./hr.]

	REACTIVOS	PRODUCTOS	
PARAXYLENO	9.771,746		
O ₂	8.849,883		
TA		15.302,922	
AGUA		3.318,706	
TOTAL	18.621,628	18.621,628	368,745

BALANCE DE MATERIA

COMPONENTES	EFLUENTE			'	'
	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	'	'
PARAXYLENO	0,125	13,30	0,040		
ACIDO ACETICO	472,403	28.344,18	85,179	0,000	0,00
AGUA	272,717	4.908,90	14,752	0,000	0,00
TA	92,186	15.302,92			
P. S.	0,883	141,27			
METIL ACETATO	0,131	9,68	0,029		
O ₂	0,003	0,10			
CO ₂	0,001	0,04			
CO	0,000	0,01			
N ₂	0,000	0,00			
	-----	-----		'	'
TOTAL	838,450	48.720,40	100,000	0,000	0,00

COMBUSTION [Kg./hr.]

	REACTIVOS	PRODUCTOS	
ACIDO ACETICO	656,229		
O ₂	511,324		
METIL ACETATO		106,447	
CO ₂		696,844	
CO		48,202	
AGUA		316,060	
	-----	-----	
TOTAL	1.167,553	1.167,553	26,916
	REACTIVOS	PRODUCTOS	
PARAXYLENO	180,794		
O ₂	510,764		
CO ₂		428,996	
CO		109,058	
AGUA		153,504	
	-----	-----	
TOTAL	691,559	691,559	17,667 TRBE.

BALANCE DE ENERGIA [kcal/hr]

REACTOR

	ENTRA	SALE
MEZCLA DE ALIMENTACION	1.852.763,342	
AIRE DE PROCESO	2.007.018,925	
PRIMER REFLUJO	3.218.866,871	
SEGUNDO REFLUJO	1.818.029,590	
TERCER REFLUJO	287.173,642	
VAPORES		31.267.025,165
EFLUENTE		2.935.217,474
	-----	-----
	9.183.852,370	34.202.242,639
CALOR GENERADO POR LAS REACCIONES	25.018.390,270	
CALOR GEN. REACC./Kg mol de React.	60.529,124	
CALOR GEN. REACC./Kg mol de O ₂	81.097,123	146.279,081 BTU / lb Mol de O ₂
ΔE	1.777.076,165	

B. EN CODENSADORES [Kg./hr.]

ENTRA	SALE
144.400,304	51.109,480 1º REFLUJO
	28.140,895 2º REFLUJO
	6.461,927 3º REFLUJO
	45.884,002 VENTEO
	12.804,000 R. DE CONDENSADO

144.400,304	144.400,304

BALANCE DE ENERGIA [kcal/hr]

CONDENSADORES

PRIMER CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	VAPOR GENERADO (5.3 Kg/cm ²) [Kg / hr]
VAPORES	31.267.025,165			
VAPORES 1-2		16.725.582,006	11.322.576,288	22.829,16
1º REFLUJO		3.218.866,871		
	----- 31.267.025,165	----- 19.944.448,877	----- 11.322.576,288	
SEGUNDO CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	VAPOR GENERADO (2.1 Kg/cm ²) [Kg / hr]
VAPORES 1-2	16.725.582,006			
VAPORES 2-3		8.098.329,839	6.809.222,58	13.218,39
2º REFLUJO		1.818.029,590		
	----- 16.725.582,006	----- 9.916.359,429	----- 6.809.222,577	
TERCER CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	AGUA DE ENFRIAMIENTO [Kg / hr]
VAPORES 2-3	8.098.329,839			
VENTEO		1.271.495,48	5.970.639,859	530.859,44
RETIRO DE CONDENSADO		569.020,85		
3º REFLUJO		287.173,64		
	----- 8.098.329,839	----- 2.127.689,980	----- 5.970.639,859	

TRBE.

TABLA COMPARATIVA

Información de Literatura Especializada				Información del Balance			
CO + CO2							
A Partir de Acido Acético	65%	20,282	Kg mol/hr	56,3 %	17,559	Kg mol/hr	
CO + CO2							
A Partir de p-Xileno	35%	10,921	Kg mol/hr	43,7 %	13,645	Kg mol/hr	
Metil Acetato							
A Partir de Acido Acético	25%	2,734	Kg mol/hr	13,2 %	1,438	Kg mol/hr	
Total de							
Agua Generada	0.39 Kg de Agua / Kg de p-Xilenc	3.957,40	Kg / hr	0,37 Kg de Agua / Kg de p-Xileno	3.788,27	Kg / hr	
Retiro de							
Condensado	1.18 Kg / Kg de p-Xileno Alimentac	11.973,69	Kg / hr	1,26 Kg / Kg de p-Xileno Alimentado	12.804,00	Kg / hr	
Agua en Efluente							
(% en Peso)	12%	3.865,12	Kg / hr	14,8 %	4.908,90	Kg / hr	
TA en Efluente							
(% en Peso)	28%	13.641,71	Kg / hr	31,4 %	15.302,92	Kg / hr	
HAc perdido por Combustión							
Kg de HAc / Kg de p-X Alimentado	0.10 -- 0.15	1.014,72	Kg / hr	0,0647	656,229	Kg / hr	
		1.522,08	Kg / hr				

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA SOBRE EL REACTOR DE TA

CORRIDA 4: CON DATOS HIPOTÉTICOS

REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO DE LA UNIDAD DE OXIDACION, CON RLM,
REFLUJOS CALIENTES, 3 CONDENSADORES, RETIRO DE CONDENSADO, OXIDACION SEC.

DATOS

**REACTOR
EN ESTUDIO: BR-301**

Consumo de Ac. Acético [ton/día]= 39,76
Eficiencia de Reacción del TA [%]= 96,3

INFORMACIÓN DE COMPRESORES

Q (Compresor # 1) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [Kg./cm²]=
T (5° INTP.) [°C]=

Q (Compresor # 2) [m³/hr]=
P(5° INTP.) [Kg./cm²]=
T (5° INTP.) [°C]=

Q (Compresor # 3) [m³/hr]= 50.056,00
P(5° INTP.) [Kg./cm²]= 12,00
T (5° INTP.) [°C]= 50,50

T de Aire de Proceso [°C]= 150

Q (Compresor # 4) [m³/hr]= 74.557,02
P(5° INTP.) [Kg./cm²]= 15,30
T (5° INTP.) [°C]= 73,00

AIRE DE PROCESO Y CONCENTRACIÓN DE GASES EN VENTEO

Q AIRE (BR-301) [m³/hr]= 45.648,00
CO₂ [% Vol.] = 1,64
CO [% Vol.] = 0,36
O₂ [% Vol.] = 5,06

Q AIRE (BR-303) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-305) [m³/hr]=
CO₂ [% Vol.] =
CO [% Vol.] =
O₂ [% Vol.] =

Q AIRE (BR-307) [m³/hr]= 66.164,00
CO₂ [% Vol.] = 1,45
CO [% Vol.] = 0,35
O₂ [% Vol.] = 5,95

Q p-X (Total) [m³/hr]= 32,658

TRBE.

MEZCLA DE ALIMENTACION

Q mezcla (BR-301) [m ³ /hr]=	62,4	T de Mezcla [°C]= 67
Q mezcla (BR-303) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-305) [m ³ /hr]=		
Q mezcla (BR-307) [m ³ /hr]=	95	
Ac. Acético (m) [% peso]=	71,35	
Agua (m) [% peso]=	8,73	
R.S.=	3,56	

BR EN ESTUDIO:

p-X en Efluente [%peso]= 0,04

VENTEO:

Acetato de Metilo [%peso]= 0,1
 p-X [%peso]= 0,06
 T [°C]= 78,7

RET. de COND: Q [m³/hr]= 14,4 0,97

. Agua [%peso]= 29,26
 Acido Acético [%peso]= 70,13
 Acetato de Metilo [%peso]= 0,4
 p-X [%peso]= 0,21

DATOS DEL REACTOR:

Nivel [%]= 78
 T_F [°C]= 195
 T_{Me} [°C]= 191,39
 T_{Sup} [°C]= 195,7
 P [Kg./cm²]= 15
 T_{1° Ref.} [°C]= 175
 T_{2° Ref.} [°C]= 150,7
 T_{3° Ref.} [°C]= 71,7

VAPOR PRODUCIDO:

VAP. PROD. (5.3Kg./cm ²) [ton/hr]=	57,63	T _{Ent. Agua de Enf.} [°C]= 30,2
VAP. PROD. (2.1Kg./cm ²) [ton/hr]=	33,37	T _{Sal. Agua de Enf.} [°C]= 41,0
	0,855	
	0,946	

BALANCE DE MATERIA

CORRIENTES DE BR-301

COMPONENTES	MEZCLA DE ALIMENTACION		AIRE DE PROCESO	
	Kg mol/hr	Kg/hr	Kg mol/hr	Kg/hr
PARAXYLENO	104,431	11.069,69		0,00
ACIDO ACETICO	701,970	42.118,19		0,00
AGUA	286,297	5.153,35	35,954	647,17
TA		0,00		0,00
P. S.	0,918	146,84		0,00
METIL ACETATO		0,00		0,00
O ₂		0,00	420,400	13.452,79
CO ₂		0,00		0,00
CO		0,00		0,00
N ₂		0,00	1.581,504	44.282,10
p-X Recirc.	2,089	221,39	-----	-----
TOTAL	1.095,705	58.709,47	2.037,857	58.382,06
	0,04	18		
	0,25	23		
	3,16E-07			
	1,55E-06			
	3,53E-06			
	0,30	0,30		
			1,5691	
P.M.				
PARAXYLENO	106		515,3513	
ACIDO ACETICO	60		0,0003	
AGUA	18		0,0011	
TA	166		0,0034	
ACETATO DE M.	74		34,0342	
ACET.CO	176,93			
ACET.MN	172,94			
BR	79,91			
GAS	28,4		11,9309	1,5691
O ₂	32		13,9736	10,3618
CO ₂	44			8,7927

BALANCE DE MATERIA

COMPONENTES	VAPORES		PRIMER REFLUJO			SEGUNDO REFLUJO		
	Kg mol/hr	Kg/hr	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso
PARAXYLENO	4,095	434,10	0,000	0,00		0,000	0,00	
ACIDO ACETICO	1.412,921	84.775,27	761,926	45.715,6	82,000	393,957	23.637,39	77,000
AGUA	1.318,253	23.728,56	557,507	10.035,12	18,000	392,251	7.060,52	23,000
TA	0,000	0,00	0,000	0,00		0,000	0,00	
P. S.	0,000	0,00	0,000	0,00		0,000	0,00	
METIL ACETATO	1,807	133,74	0,000	0,00		0,000	0,00	
O ₂	86,103	2.755,29	0,000	0,00		0,000	0,00	
CO ₂	27,907	1.227,90	0,000	0,00		0,000	0,00	
CO	6,126	171,53	0,000	0,00		0,000	0,00	
N ₂	1.581,504	44.282,10	0,000	0,00		0,000	0,00	
TOTAL	4.438,716	157.508,49	1.319,433	55.750,7	100,000	786,208	30.697,91	100,000

COMPROBACION [Kg./hr.]

	ENTRA	SALE	
PARAXYLENO	11.069,693	433,816	
ACIDO ACETICO	42.118,190	41.402,336	
AGUA	5.800,522	9.933,116	
TA	0,000	16.694,141	
P. S.	146,836	146,836	
METIL ACETATO	0,000	116,114	
O ₂	13.452,791	2.755,404	
CO ₂	0,000	1.227,951	
CO	0,000	171,535	
N ₂	44.282,102	44.282,102	
p-X Recirc.	221,394	0,000	
TOTAL	117.091,528	117.163,351	DIFERENCIA= (71,823) (0,061) %

BALANCE DE MATERIA

TERCER REFLUJO			RETIRO DE CONDENSADO			VENTEO	
Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	Kg mol/hr	Kg/hr	% peso	Kg mol/hr	Kg/hr
0,140	14,80	0,210	0,277	29,33	0,210	3,679	389,97
82,351	4.941,07	70,130	163,263	9.795,76	70,130	11,425	685,50
114,530	2.061,54	29,260	227,058	4.087,04	29,260	26,908	484,34
0,000	0,00		0,000	0,00		0,000	0,00
0,000	0,00		0,000	0,00		0,000	0,00
0,381	28,18	0,400	0,755	55,87	0,400	0,671	49,69
0,000	0,00		0,000	0,00		86,103	2.755,29
0,000	0,00		0,000	0,00		27,907	1.227,90
0,000	0,00		0,000	0,00		6,126	171,53
0,000	0,00		0,000	0,00		1.581,504	44.282,10
-----	-----		-----	-----		-----	-----
197,401	7.045,58	100,000	391,352	13.968,00	100,000	1.744,323	50.046,32

REACCION PRINCIPAL: [Kg./hr.]

	REACTIVOS	PRODUCTOS	
PARAXYLENO	10.660,114		
O ₂	9.654,443		
TA		16.694,141	
AGUA		3.620,416	
	-----	-----	
TOTAL	20.314,557	20.314,557	402,268

BALANCE DE MATERIA

COMPONENTES	EFLUENTE			'	'
	Kg mol/hr	Kg/hr	% Peso	'	'
PARAXYLENO	0,137	14,51	0,040		
ACIDO ACETICO	515,351	30.921,08	85,164	0,000	0,00
AGUA	297,874	5.361,74	14,767	0,000	0,00
TA	100,567	16.694,14			
P. S.	0,918	146,84			
METIL ACETATO	0,143	10,56	0,029		
O ₂	0,003	0,11			
CO ₂	0,001	0,05			
CO	0,000	0,01			
N ₂	0,000	0,00			
TOTAL	914,995	53.149,03	100,000	0,000	0,00

COMBUSTION [Kg./hr.]

	REACTIVOS	PRODUCTOS	
ACIDO ACETICO	715,854		
O ₂	557,767		
METIL ACETATO		116,114	
CO ₂		760,104	
CO		52,623	
AGUA		344,781	
TOTAL	1.273,621	1.273,621	29,361
	REACTIVOS	PRODUCTOS	
PARAXYLENO	197,157		
O ₂	557,005		
CO ₂		467,862	
CO		118,902	
AGUA		167,397	
TOTAL	754,162	754,162	19,266 TRBE.

BALANCE DE ENERGIA [kcal/hr]

REACTOR

	ENTRA	SALE
MEZCLA DE ALIMENTACION	2.021.057,269	
AIRE DE PROCESO	2.189.327,289	
PRIMER REFLUJO	3.511.168,633	
SEGUNDO REFLUJO	1.983.224,545	
TERCER REFLUJO	313.111,801	
VAPORES		34.105.979,771
EFLUENTE		3.202.668,710
	-----	-----
	10.017.889,538	37.308.648,481
CALOR GENERADO POR LAS REACCIONES	27.290.758,943	
CALOR GEN. REACC./Kg mol de React.	60.525,622	
CALOR GEN. REACC./Kg mol de O2	81.092,655	146.271,024 BTU / lb Mol de O2
ΔE	1.938.485,663	

B. EN CODENSADORES [Kg./hr.]

ENTRA	SALE
157.508,493	55.750,676 1° REFLUJO
	30.697,913 2° REFLUJO
	7.045,583 3° REFLUJO
	50.046,322 VENTEO
	13.968,000 R. DE CONDENSADO
-----	-----
157.508,493	157.508,493

BALANCE DE ENERGIA [kcal/hr]

CONDENSADORES

PRIMER CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	VAPOR GENERADO (5.3 Kg/cm ²) [Kg / hr]
VAPORES	34.105.979,771			
VAPORES 1-2		18.244.062,250	12.350.748,887	24.902,21
1º REFLUJO		3.511.168,633		
	----- 34.105.979,771	----- 21.755.230,884	----- 12.350.748,887	
SEGUNDO CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	VAPOR GENERADO (2.1 Kg/cm ²) [Kg / hr]
VAPORES 1-2	18.244.062,250			
VAPORES 2-3		8.832.967,094	7.427.870,61	14.419,34
2º REFLUJO		1.983.224,545		
	----- 18.244.062,250	----- 10.816.191,639	----- 7.427.870,611	
TERCER CONDENSADOR	ENTRA	SALE	CALOR INTERCAMBIADO	AGUA DE ENFRIAMIENTO [Kg / hr]
VAPORES 2-3	8.832.967,094			
VENTEO		1.386.851,72	6.512.253,552	579.015,21
RETIRO DE CONDENSADO		620.750,02		
3º REFLUJO		313.111,80		
	----- 8.832.967,094	----- 2.320.713,542	----- 6.512.253,552	

TRBE.

TABLA COMPARATIVA

Información de Literatura Especializada				Información del Balance			
CO + CO ₂							
A Partir de Acido Acético	65%	22,122	Kg mol/hr	56,3 %	19,154	Kg mol/hr	
CO + CO ₂							
A Partir de p-Xileno	35%	11,912	Kg mol/hr	43,7 %	14,880	Kg mol/hr	
Metil Acetato							
A Partir de Acido Acético	25%	2,983	Kg mol/hr	13,2 %	1,569	Kg mol/hr	
Total de							
Agua Generada	0.39 Kg de Agua / Kg de p-Xileno	4.317,18	Kg / hr	0,37 Kg de Agua / Kg de p-Xileno	4.132,59	Kg / hr	
Retiro de							
Condensado	1.18 Kg / Kg de p-Xileno Alimentac	13.062,24	Kg / hr	1,26 Kg / Kg de p-Xileno Alimentado	13.968,00	Kg / hr	
Agua en Efluente							
(% en Peso)	12%	4.216,51	Kg / hr	14,8 %	5.361,74	Kg / hr	
TA en Efluente							
(% en Peso)	28%	14.881,73	Kg / hr	31,4 %	16.694,14	Kg / hr	
HAc perdido por Combustión							
Kg de HAc / Kg de p-X Alimentado	0.10 -- 0.15	1.106,97	Kg / hr	0,0647	715,854	Kg / hr	
		1.660,45	Kg / hr				

APÉNDICE C

Especificaciones de catalizadores, solvente y para-xileno.

Acetato de Cobalto y Acetato de Manganeso:

Solución de Catalizadores:

Acetato de Cobalto más Acetato de Manganeso, anhidros	(% en peso 35.0 mín.).
Relación Molar: Acetato de Manganeso a Acetato de Cobalto	(2.9 mín. – 3.1 máx.).
Cloruros	(10 ppm máx.).
Cobre	(5 ppm máx.).
Fierro	(70 ppm máx.).
Níkel	(0.04 % en peso máx.).
Insolubles	(0.10 % en peso máx.).
Ácido Acético	(1.0 % en peso máx.).

Propiedades de la Solución:

Gravedad Específica a 150 °F:	1.25
Viscosidad a 150°F:	0.6 cp
Capacidad calorífica, Cp:	1.016 BTU/ lb °F
Temperatura de almacenamiento:	150°F

Cristales de Acetato de Cobalto:

Cobalto: 23.5 % en peso mín.

(Contaminantes compatibles con las especificaciones de la Solución de Catalizadores)

Cristales de Acetato de Manganeso:

Manganeso: 22.0 % en peso mín.

(Contaminantes compatibles con las especificaciones de la Solución de Catalizadores)

Tetrabromoetano:

Tetrabromoetano, % en peso	98 mín.
Gravedad Específica 25/25 °C	2.955-2.965
Temperatura de Ebullición °C	
15 mm de Hg	119
760 mm de Hg (descompone)	239-242
Viscosidad cp:	
77°F	9.27
160°F	3.27
Haluros Inorgánicos (% en peso en extracto con agua 1:1)	0.0015 máx.
pH (extracto con agua 1:1)	5.0-7.0
Temperatura de Congelación, °C	-1° ± 1°
Color (APHA)	100 máx.
Flash and Fire Points	NO

Ácido Acético Glacial:

Ácido Acético, % en peso	99.8 mín.
Acetaldehído, % en peso	0.03 máx.
Ácido Fórmico, % en peso	0.15 máx.
Temperatura de Congelación, °C	16.2 mín.
Sulfatos, % en peso	0.0006 máx.
Cloruros, % en peso	0.0004 máx.
Ácido Sulfuloso	nada
Fierro, % en peso	0.0005 máx.
Agua, % en peso	0.2 máx.
Color, Unidades Pt-Co	15 máx.
Materia Suspendida	Libre

Para-xileno:

Para-xileno, % en peso	99.0 mín.
Rango de Destilación, °C	2.0 máx.
Doctor Test	Dulce
No Aromáticos, % en Vol.	0.2 máx.
H ₂ S y SO ₂	nada
Color lavado ácido	2.0 máx.
Apariencia a 30°C	Brillante y Claro Libre de Sedimentos

APÉNDICE D

ESPECIFICACIONES DE PTA			
*Cenizas (prueba 45) * Metales (prueba 47) Aluminio Calcio Potasio Sodio * Metales Pesados (prueba 47) Cromo Cobalto Fierro Manganeso Molibdeno Níquel Titanio Total de Metales Pesados	6 ppm máx. 2 ppm máx. 2 ppm máx. 2 ppm máx. 2 ppm máx. 1 ppm máx. 1 ppm máx. 2 ppm máx. 1 ppm máx. 1 ppm máx. 1 ppm máx. 1 ppm máx. 3 ppm máx.	Humedad (prueba 11) 4-CBA (prueba 49) Ácido p-Toluico Análisis de malla (prueba 59) Tamaño de Partícula < 44 micras Pasando la criba No. 325 USS Tamaño de Partícula > 250 micras Retenido en la criba No. 60 USS	0.2% peso máx. 25 ppm máx. 80 a 170 ppm 125 ppm Promedio 25 % Peso máx. 6 % Peso máx.

*El análisis de Metales individual o el de Metales Totales es omitido, si el análisis de Cenizas es ≤ 3 ppm