

00568
2



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE :

MAESTRO EN INGENIERÍA QUÍMICA

(OPCIÓN PROYECTOS)

PRESENTA:

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

MÉXICO D.F., JULIO DEL 2000

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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.

JURADO ASIGNADO :

PRESIDENTE : DR. CONSTANTINO ÁLVAREZ FUSTER

PRIMER VOCAL : M. en C. ALEJANDRO ANAYA DURAND

SECRETARIO : M. en C. LETICIA LOZANO RÍOS

PRIMER SUPLENTE : M. en C. ROBERTO DEL RÍO SOTO

SEGUNDO SUPLENTE : M. en C. ALFONSO DURÁN PRECIADO

SITIO EN DONDE SE DESARROLLO EL TEMA :

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO

ASESOR DEL TEMA :

DR. JULIO LANDGRAVE ROMERO

SUSTENTANTE :

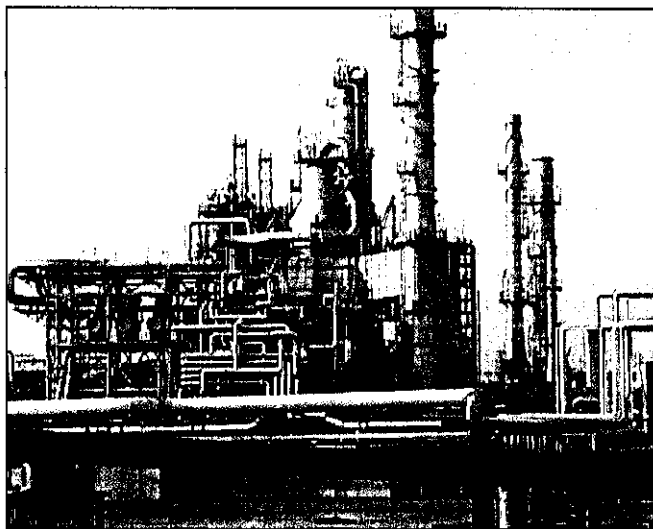
ING. LEONARDO GERMAN ACOSTA MORALES

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTE



ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

A ENRIQUETA MORALES CECAIRA

AGRADECIMIENTOS

Al **Instituto Mexicano del Petróleo (IMP)** institución oficial para la investigación y desarrollo de tecnología de PEMEX y de la industria de proceso en general, y específicamente a la **División de Ingeniería de Sistemas pertenecientes a la Gerencia de Proyectos de la Subdirección de Ingeniería**, que ha constituido la plataforma gracias a la cual se ha desarrollado el material que conforma esta TESIS, presentada por el **Ing. Leonardo Germán Acosta Morales** para obtener el grado de Maestría en Ingeniería Química (opción proyectos), en la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México.

Al **Ing. Arturo R. Rosales González** y al **Ing. Nicolás Granados Martínez**, de la División de Ingeniería de Sistemas del **IMP**, su apoyo total y el hecho de permitir concluir con éxito el desarrollo de los trabajos en las instalaciones de la Institución. De la misma manera expreso mi más sincero agradecimiento a mi colega y amigo **Ing. Raúl Abrajan Osorio**, gracias a quien fue posible mi vínculo con el instituto.

A Teresa Álvarez por una acertada y desinteresada pregunta que dio origen a las gráficas con que inicia el Capítulo II.

A mi asesor de tesis **Dr. Julio Landgrave Romero** titular de la Maestría en Ingeniería Química especialidad Proyectos, la revisión y valiosas sugerencias que permitieron concluir con éxito el presente trabajo.

Al jurado: Dr. Constantino Alvarez Fuster, M en C. Alejandro Anaya Durand, M. en C. Leticia lozano Ríos, M. en C. Roberto del Río Soto, M. en C. Alfonso Durán Preciado por sus acertados comentarios a este trabajo.

A la benemérita **Universidad Nacional Autónoma de México**, por haberme permitido crecer un poco más.

Finalmente pero no con menor intensidad vaya mi profundo agradecimiento a quien imprimiera gran belleza y perfección a las leyes que rigen la materia y la energía en el universo.

INTRODUCCIÓN

OBJETIVO

ALCANCE

I.- REVISIÓN DOCUMENTAL DE INGENIERÍA BÁSICA E INGENIERÍA DE DETALLE DEL PROCESO.

- 1.1 Ingeniería Básica (guía mínima, alcance).
- 1.2 Ingeniería de Detalle (guía mínima, alcance).
- 1.3 Diagrama de Flujo de Proceso (DFP)
- 1.4 Balance de Materia y Energía (BM&E)
- 1.5 Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI'S).
- 1.6 Plano de Localización General (PLG) y Arreglo de Equipo (Layout).

II.- DESARROLLO DE INGENIERÍA BÁSICA Y/O DE DETALLE (proceso)

2.1 Esquemas de Entrada

- Establecimiento del Sistema de Unidades A Utilizar.
- Establecimiento del Entorno de Simulación (paquete de fluido).
- Establecimiento de los Objetos del Diagrama de Flujo.
Corrientes de Materia
Corrientes de Energía
Operaciones Unitarias (equipos)
- Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso
- Revisión general de Información a través del Cuaderno de Trabajo.

2.2 Simulación de Procesos

- Ejecución de Simulaciones.
- Ejecución de Simulaciones por “Ambientes” de Cálculo:

2.3 Esquemas de Salida

- Impresión del DFP y Balances de Materia y Energía
- Impresión de Operaciones (Equipos)
- Impresión de Corrientes de Materia y Energía
- Creación de Reportes Especiales con el Administrador de Reportes

III.- VÍNCULOS CON MODELOS TRIDIMENSIONALES.

- 3.1 ¿Por qué utilizar Modelos Tridimensionales?**
- 3.2 Salida de Reporte a un Archivo de Texto.**
- 3.3 Formatos de Bases de Datos para Modelos Tridimensionales.**

IV.- ASPECTOS TEÓRICOS DE SIMULACIÓN DE PROCESOS

- 4.1 Transferencia de Masa (Columnas)**
- 4.2 Procesos con Reacción (Reactores)**
- 4.3 Transferencia de Calor (Cambiadores de Calor)**
- 4.4 Transferencia de Momentum (Bombas y Compresores)**

V.- EJEMPLO DE SIMULACIÓN

CONCLUSIONES.

ANEXOS.

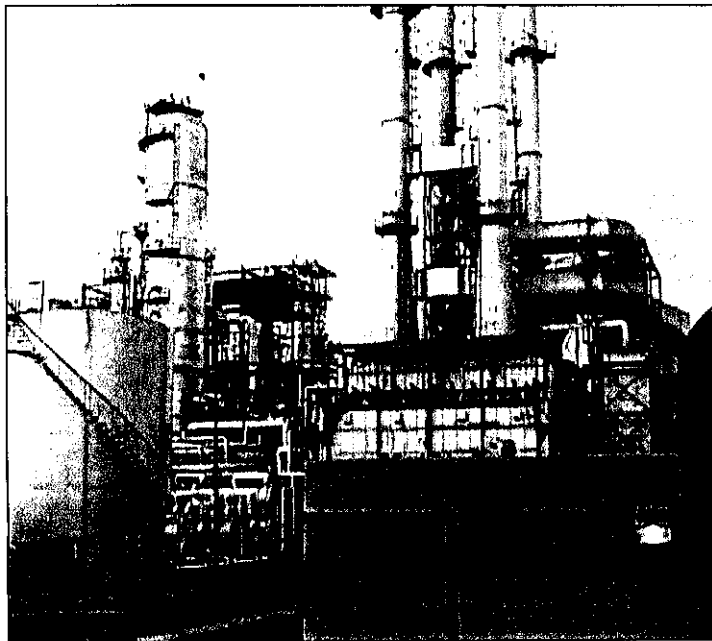
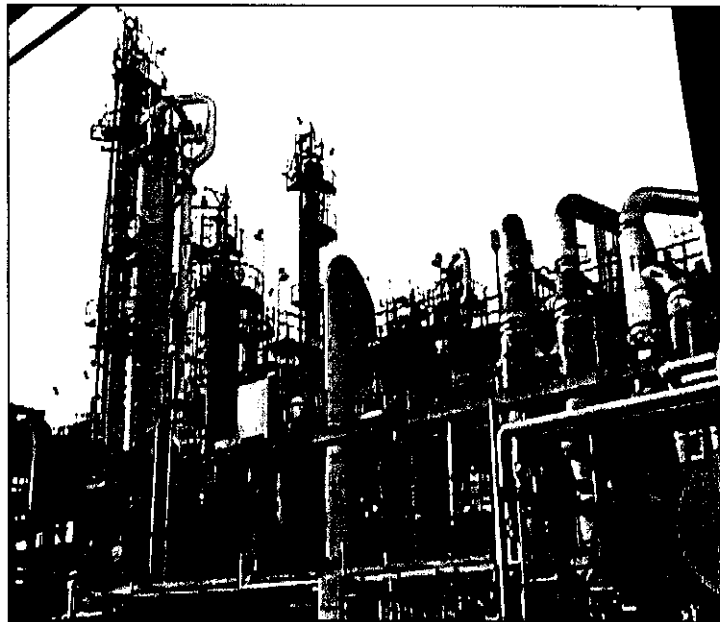
ANEXO I MODELOS DE EQUILIBRIO
ANEXO II VÁLVULAS Y TUBERÍAS

BIBLIOGRAFÍA

ÍNDICE ALFABÉTICO

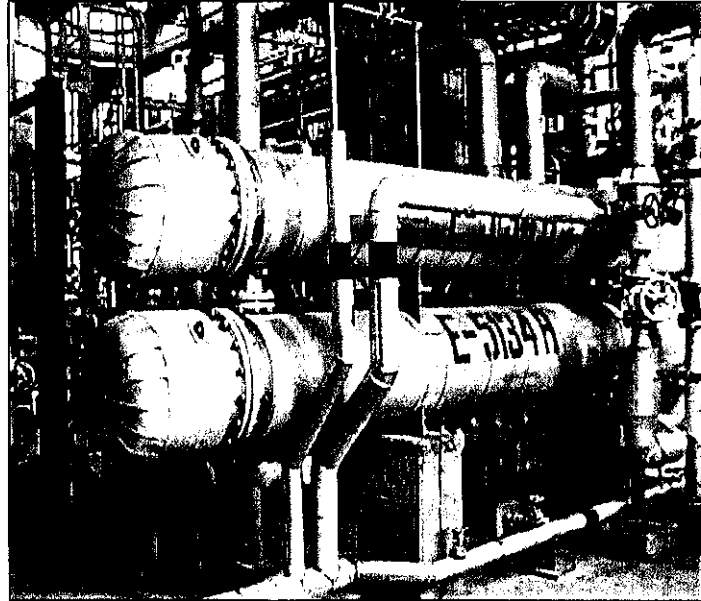
ASPECTOS TEÓRICOS DE SIMULACIÓN DE PROCESOS

**Transferencia de Masa
(Columnas)**

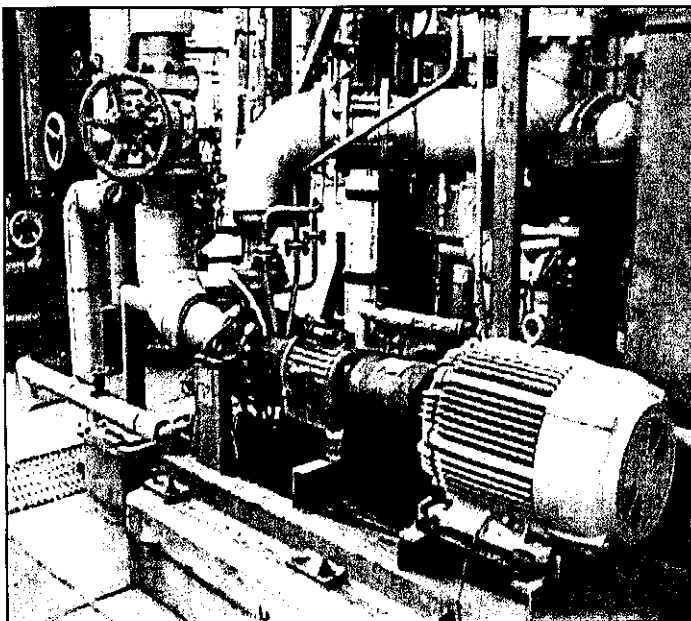


**Procesos con Reacción
(Reactores)**

**Transferencia de Calor
(Cambiadores de Calor)**



**Transferencia de Momentum
(Bombas y Compresores)**



INTRODUCCIÓN.

Cuando Pemex-Refinación decidió evaluar las ingenierías que el consorcio Conproca, S.A. de C.V. iba desarrollando y entregando a la institución sobre el proyecto de reconfiguración de la refinería de Cadereyta en Nuevo León, el volumen de información y el ritmo de revisión requerido que representaban estos trabajos se convirtieron en tareas sumamente arduas y prácticamente inasequibles con la plantilla de ingenieros con que se contaba.

Cumplir con el ritmo de evaluación mencionado requirió la contratación de una gran cantidad de ingenieros que de manera manual llevaran a cabo las evaluaciones.

Esta perspectiva interna de las formas de trabajo de "*Petróleos Mexicanos, PEMEX*", y particularmente de la Subdirección de Proyectos de Pemex-Refinación, ha dado origen al presente trabajo que pretende hacer una aportación que mueva al cambio para desechar antiguas formas de trabajo y adquirir una dinámica que tienda a optimizar el desarrollo de la ingeniería, para garantizar con esto que las plantas de PEMEX y de la industria química, petroquímica y de proceso sean diseñadas y construidas con tecnología de punta y obedeciendo las más estrictas normas de calidad y protección al medio ambiente.

Implementar una filosofía de ingeniería integral y concurrente (integral porque cubre la totalidad de las especialidades de la ingeniería y concurrente porque concatena a estas especialidades de manera simultánea) que permita sistematizar y desarrollar ingenierías básicas y de detalle de plantas nuevas y de modernizaciones o modificaciones de plantas existentes puede constituirse como el medio tecnológico que provoque el cambio.

El enfoque tradicional de desarrollar la ingeniería exige que ciertas especialidades concluyan sus actividades para poder dar inicio a otras que requieren información de las primeras para llevarse a cabo. Esta manera secuencial demanda una gran cantidad de tiempo para la ejecución del proyecto además de no poder evitar tiempos ociosos en el desarrollo de la ingeniería del proyecto.

La ingeniería integral y concurrente vincula a las diferentes especialidades permitiendo que la información fluya de manera recurrente a todos los lugares en donde se hayan presentado cambios, manteniendo actualizado

todo el ambiente. De esta forma es posible trabajar de manera simultánea mediante modelos, con la conciencia de que cualquier cambio puede llevarse a cabo de manera muy rápida en todas las especialidades afectadas y entonces tener la capacidad de trabajar de manera paralela.

Lo anterior redundaría en un ahorro de tiempo y dinero al poder ejecutar diversas actividades de especialidades distintas de la ingeniería a la vez, ya que al contar con formas o modelos predefinidos es posible efectuar ensayos preliminares que posteriormente serán actualizados con la información real de los otros modelos, llevándose así un proceso de flujo de información cíclico y concurrente.

Esta forma de trabajo se asemeja a la manera de operar de las ciencias formales en las que una vez establecido un modelo o forma es posible vaciar diferentes contenidos para obtener resultados equivalentes, así por ejemplo en el caso de los fenómenos de transporte, la matemática sugiere solamente una ecuación diferencial general que se aplica lo mismo para transferencias de masa, calor y momentum.

En la ingeniería integral y concurrente se pueden establecer las formas tales que al vaciar información nueva o corregida se efectúen los cálculos necesarios para actualizar el sistema.

La simulación de procesos y la construcción de modelos tridimensionales son herramientas capaces de cumplir con los más estrictos requerimientos de la ingeniería integral y concurrente, al tiempo que reducen la brecha entre las etapas de ingeniería y construcción.

Los simuladores de proceso por su parte han representado un gran paso en la evolución de los sistemas de cálculo de ingeniería, siendo estos el medio para llegar a obtener un diseño óptimo de los procesos, agilizando los tiempos de desarrollo y evaluación, permitiendo predecir el comportamiento de las variables para mantenerlas dentro de las normas de protección al medio ambiente natural, que hoy tan deteriorado por los procesos del pasado, exige una tregua para propio beneficio de la humanidad.

Existen empresas que han desarrollado tecnologías para la producción de bienes y servicios satisfactorios de las comunidades humanas y que han representado un ingrediente indispensable para el desarrollo económico y

social de las mismas. Estas empresas con décadas de investigación ofrecen tecnologías que si bien es cierto es difícil mejorar, no es imposible.

No obstante lo anterior, en un afán de no andar camino andado, en el país se compra tecnología (como es el caso de paquetes de ingeniería básica) para la construcción de plantas nuevas. Sin embargo, cuando se requiere la modificación o modernización de alguna planta existente, voltear la vista a los tecnólogos resulta sumamente costoso por lo que es en ese campo en donde cabe desarrollar ingeniería propia.

En el diseño, construcción y puesta en marcha de plantas de proceso la ingeniería juega un papel preponderante como piedra angular en torno a la cual giran la etapa de compra de equipo y materiales y la etapa de construcción, aunque paradójicamente la ingeniería sea la etapa más barata de todas.

Dentro de las diferentes especialidades de la ingeniería de detalle, la ingeniería de procesos es usualmente la especialidad que marca la pauta para el diseño de los equipos en general.

Se puede entender la ingeniería de procesos como una extensión natural de la ingeniería básica, en la ingeniería de detalle. Existen ciertos documentos que a su vez representan la parte medular de la ingeniería de procesos, a saber:

Descripción del proceso, diagrama de flujo de proceso (DFP), balance de materia y energía (BM&E), diagrama de tubería e instrumentación (DTI) de proceso, plano de localización general (PLG), arreglo de equipo (Layout).

Por lo anterior se ha dado especial atención a estos documentos y dentro del cuerpo de los capítulos han sido referidos de manera explícita.

El presente trabajo se desarrolla a la luz de una nueva filosofía de diseño y construcción de plantas y cubrirá el aspecto de simulación para el desarrollo de ingeniería básica y de detalle (especialidad proceso), sin perder de vista que esto representa una parte de esta filosofía en donde la elaboración de modelos tridimensionales, alimentados de las diferentes fuentes de información de ingeniería básica y de detalle, constituye la parte complementaria que por sí sola representa material suficiente para otro tema de tesis.

Así pues se da inicio a este documento con el capítulo I en donde se presentan los puntos de mayor relevancia para llevar a cabo una revisión documental de la ingeniería básica y de detalle del proceso haciendo énfasis en los documentos de ingeniería arriba mencionados, el capítulo II muestra la manera en que se debe desarrollar la ingeniería básica y/o de detalle haciendo uso de las herramientas modernas de simulación¹, especificando las formas de entrada de la información y describiendo la forma detallada en que, de manera sistemática, debe ser llevada a cabo la simulación para las diferentes operaciones o procesos unitarios.

En el capítulo III se presenta una propuesta de las formas de salida de información que permitirán establecer conexión con modelos tridimensionales. La experiencia ha revelado que el puente que existe entre la ingeniería y la construcción de una planta es a menudo difícil de transitar ya que desde el escritorio de diseño de ingeniería se tiene una perspectiva distinta que desde un punto situado en el campo y viceversa, desde un punto situado en el campo no se tiene la visión del diseño teórico. Los modelos tridimensionales y los simuladores en general, representan un sólido puente que permite un acercamiento y por ende un entendimiento mejor al conjuntar ambas perspectivas en una etapa en la que es posible hacer cambios en ingeniería que aún no repercuten en la construcción reduciéndose de esta manera enormemente los costos debido a correcciones anticipadas.

Dada la naturaleza de los procesos de simulación se ha vuelto imperativo incluir en el texto el capítulo IV (1,2,3,4) sobre algunos de los aspectos teóricos más importantes para la comprensión tanto de los fenómenos a simular como de los resultados obtenidos.

De acuerdo a los modelos de la ciencia actual, se podría decir que casi cualquier fenómeno de la naturaleza a bajas velocidades² puede ser explicado en términos de radiación (teoría electromagnética clásica y mecánica ondulatoria) o masa (mecánica clásica y mecánica cuántica).

Existen ramas de la ciencia que históricamente se han desarrollado de manera independiente a las grandes teorías universales, sin embargo, a través del tiempo han encontrado un lugar en ese modelo general, tal es el caso de la

¹ Se han soportado los procesos con el simulador de adquisición más reciente en el Instituto Mexicano del Petróleo.

² A velocidades cercanas a la velocidad de la luz es necesario aplicar las correcciones relativistas pertinentes a cada modelo matemático

termodinámica y los fenómenos de transporte cuyo principio fue eminentemente empírico, sin embargo, estos principios fueron evolucionando hasta alcanzar un lugar en los grandes modelos teóricos a través de la mecánica estadística.

Muchos de los fenómenos que se llevan a cabo en los procesos industriales siguen los esquemas de estas ramas. Así, los procesos de transferencia de masa, calor y momentum obedecen las teorías de los fenómenos de transporte, en tanto que los cambios energéticos en reacciones químicas se rigen por las leyes de la termodinámica y la cinética química.

Por propia experiencia con el simulador de procesos se ha introducido el capítulo IV en un afán de evitar tener que hacer constantes consultas en diversas fuentes sobre fenómenos de transferencia de masa, cinética química, transferencia de calor, transferencia de momentum (mecánica de fluidos), termodinámica, etc. No se ha pretendido agotar cada tema, en cambio se han tocado los aspectos teóricos de mayor interés orientados al uso del simulador, que en mi opinión son los necesarios para entender su aplicación.

Cabe hacer notar que los algoritmos teóricos y empíricos que respaldan los procesos ejecutados por el simulador deben ser entendidos en una etapa previa al desarrollo de las simulaciones. Esto es de especial importancia ya que permite tener una visión profunda de los procesos industriales y en consecuencia un criterio adecuado para evaluar los resultados.

Se han introducido recuadros denominados cápsulas en donde se ha colocado texto que a veces versa sobre aspectos teóricos o a veces sobre el tema que se trata en ese momento, con el objeto de dar cadencia a la lectura evitando distraer la atención del tema principal pero permitiendo tener a la mano información adicional.

En el capítulo V se ha incluido un ejemplo completo de simulación. Con esto lo que se pretende es enmarcar en un contexto general del desarrollo de un proyecto la simulación de procesos, resaltando la importancia que ésta tiene como piedra angular en torno a la cual giran las diversas disciplinas de la ingeniería, la procura de equipos, la construcción y puesta en marcha de la planta. El ejemplo incluido corresponde al desarrollo de los trabajos de ingeniería para la construcción de una planta de etanolaminas (MEA, DEA y TEA) producidas a partir de óxido de etileno y amoníaco acuoso. Este

ejercicio representa una extensión del trabajo desarrollado por el autor como tesis de licenciatura.

Las figuras que se presentan corresponden a salidas originales del simulador y son específicas del ejemplo de etanolaminas, lo mismo que todos los reportes de salida a archivos de texto. Por otro lado las bases de datos en formato DBF han sido preparadas a partir de los archivos de texto previamente mencionados.

Las fotos de equipos incluidas fueron tomadas en diversas refinerías y plantas de proceso, la foto de rayos solares en el bosque fue tomada en el Bosque de Chapultepec de la Ciudad de México.

Se reprodujeron escasas figuras³ de algunos textos solamente cuando fue estrictamente necesario para la claridad de la exposición y en estos casos se hizo referencia al texto correspondiente.

En alguna información se incluyó el nombre de una empresa virtual denominada ITEPSA, como en el caso de las hojas de datos, planos y algunos reportes.

³ Se reprodujeron las figuras 4.2 de la referencia No.2 y la de tipos de cambiadores de calor TEMA de la referencia No.7, por otro lado se copió la figura correspondiente a los tipos de válvulas de la referencia No.10.

OBJETIVOS

Establecer el alcance de la ingeniería básica y de detalle de plantas químicas y de procesos como una guía mínima mediante una revisión documental, con el propósito de contar con la información suficiente para efectuar simulaciones de proceso en el **desarrollo y/o evaluación de las ingenierías básicas y de detalle**, con el soporte teórico adecuado, de manera sistemática, confiable y rápida.

Sentar las bases de una metodología de ingeniería integral y concurrente mediante el establecimiento de los esquemas de entrada, simulación sistematizada, y los esquemas de salida haciendo uso de herramientas modernas de simulación.

Establecer al mismo tiempo un estrecho vínculo entre las etapas de ingeniería y construcción a través de documentos desarrollados con la ayuda de las mencionadas herramientas de simulación, reduciendo costos y tiempos de ejecución y eliminando errores, a saber:

- Diagramas de flujo de proceso DFP
- Balances de materia y energía BM&E
- Diagramas de tubería e instrumentación DTI's
- Plano de localización general PLG
- Arreglo de equipo Layout
- Especificaciones de equipo
- Hojas de datos, etc.

Desarrollar salidas del simulador al modelo tridimensional inteligente en bases de datos relacionales conformando lo que se conoce como:

- Biblioteca electrónica (formatos DBF de bases de datos)

Todo lo anterior con el propósito de crear un sistema de trabajo en la ingeniería que permita economizar costo y tiempo al facilitar la ejecución de las diferentes especialidades de manera simultánea y garantizando asimismo una calidad en la ingeniería y construcción de plantas de proceso, permitiendo además homogeneizar y normalizar el conocimiento de la ingeniería.

ALCANCE

Se incluye en el presente trabajo una revisión general de la ingeniería básica y de detalle de procesos, para contar con el soporte necesario al ejecutar de manera sistemática simulaciones de equipos. Se le ha dado al desarrollo de las simulaciones el siguiente orden:

Procesos de Transferencia de Masa⁴.
Procesos con Reacción Química.
Procesos de Transferencia de Calor.
Procesos de Transferencia de Momentum.

Se hace un análisis de los procesos y de la información para:

- Definir los **ESQUEMAS de ENTRADA** al simulador,
- Procesar la mencionada información mediante una **SIMULACIÓN SISTEMATIZADA**,
- Presentar resultados de manera gráfica y electrónica a través de los **ESQUEMAS DE SALIDA**.

En el presente trabajo se contemplan ejemplos de simulación de los equipos de una planta para la producción de etanolaminas (MEA, DEA y TEA) a partir de óxido de etileno y amoniaco acuoso que es una extensión del trabajo desarrollado por el autor como tesis de licenciatura. Se procuró cubrir los puntos arriba mencionados de acuerdo a lo que a continuación se indica:

Destilación para el caso de transferencia de masa; equipos de intercambio de calor para los procesos de transferencia de calor, y bombas para el caso de transferencia de momentum, ya que son los casos más comunes y más representativos, es decir, el resto de los equipos de procesos requieren un tratamiento similar. Se incluye asimismo un ejemplo sencillo del reactor.

Las simulaciones desarrolladas se han corrido con un simulador que ofrece acceso a amplias bases de datos y métodos de regresión de los mismos, datos

4

- **Procesos de Transferencia de Masa.-** Destilación, absorción, extracción y secado entre otros. Procesos llevados a cabo en columnas de destilación, absorción, extracción, así como en secadores.
- **Procesos con Reacción Química.-** Llevados a cabo en reactores, continuos y de tipo lotes.
- **Procesos de Transferencia de Calor.-** Procesos de intercambio de calor llevados a cabo en los condensadores, enfriadores, calentadores, hervidores, evaporadores, hornos, etc.
- **Procesos de Transferencia de Momentum.-** Procesos regidos por la mecánica de fluidos y que se llevan a cabo en bombas, compresores y turbinas.

termodinámicos, tecnología de punta en modelos de destilación / absorción / extracción / secado, modelos de transferencia de calor, simulación de procesos de polimerización y reacciones en general, llevando a cabo análisis de procesos en régimen permanente y dinámico.

Los esquemas de salida se presentan en formatos de bases de datos (archivos DBF) para vincularse con los modelos tridimensionales inteligentes y de esta manera reducir la brecha entre la ingeniería y la construcción de plantas.

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO I

REVISIÓN DOCUMENTAL DE INGENIERÍA BÁSICA E INGENIERÍA DE DETALLE DEL PROCESO

**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

I.- REVISIÓN DOCUMENTAL DE INGENIERÍA BÁSICA E INGENIERÍA DE DETALLE DEL PROCESO.

El punto de partida para efectuar simulaciones de procesos es una revisión del proceso mismo a través de la Ingeniería Básica y en ocasiones de la Ingeniería de Detalle, con lo que se obtiene la información suficiente para ser alimentada al modelo de simulación. Adicionalmente es recomendable obtener información real del proceso en cuestión, mediante levantamientos en campo cuando así se requiere.

Si bien es cierto que la simulación de procesos está íntimamente relacionada con la ingeniería de procesos no solamente esta disciplina es necesario revisar, en cambio es necesario tener una visión global de todo el proceso y esta es la razón por la que es conveniente contar con la totalidad de la ingeniería básica de ser posible.



Ingeniería.

Lo que a continuación se expone es una forma práctica de definir la ingeniería observando al mismo tiempo aspectos teóricos necesarios para darle un carácter formal y un enfoque universal.

Cuando el conocimiento científico es aplicado a la producción de bienes y servicios encaminados a satisfacer las necesidades de una sociedad, este conocimiento se vuelve tecnología. La ciencia produce conocimiento teórico o empírico y la Ingeniería basada en ese conocimiento produce tecnología.

Así la ingeniería es la disciplina del conocimiento humano capaz de transformar recursos en satisfactores de la sociedad.

Se ha clasificado la ingeniería para efectos del desarrollo de un proyecto en ingeniería básica y de detalle.

INGENIERIA BASICA

Es el conocimiento científico fundamental que se encuentra contenido en alguna de las diferentes figuras de propiedad industrial como patentes de invenciones, modelos, diseños y secretos industriales, "know how", marcas, denominaciones de origen, equipos o una agrupación de cualquiera de esas figuras en lo que se ha denominado paquete tecnológico.

La ingeniería básica contiene cantidades, diagramas y dibujos, ensayos, pruebas, estadísticas, datos experimentales, fórmulas, modelos, cálculos, descripciones, especificaciones, procedimientos, normas, equipos, herramientas, etc. con los cuales es posible llevar a cabo la transformación de recursos en bienes y/o servicios.

Lo anterior se condensa generalmente para proyectos de plantas de proceso en documentos de ingeniería como: descripción del proceso, balance de materia y energía (BM&E) de proceso y servicios, diagrama de flujo de proceso (DFP), diagrama de tubería e instrumentación (DTI), plano de localización general (PLG) y plano de arreglo de equipo (Layout), principalmente.

INGENIERÍA DE DETALLE

La instalación de dispositivos y procesos productivos capaces de transformar los recursos en bienes y/o servicios con lo especificado por la ingeniería básica, requiere la intervención de diversas especialidades de la ingeniería que aportan conocimiento de dominio universal y que se han denominado Ingeniería de Detalle, estas especialidades o disciplinas de la ingeniería son: Ingeniería de Proceso, Ingeniería Civil, Ingeniería Mecánica, Ingeniería Eléctrica, Ingeniería de Instrumentación y Control e Ingeniería de Tuberías.

Ingeniería de Proceso.- Esta disciplina es una extensión de la ingeniería básica en donde se desarrollan los documentos contenidos en ésta, en un nivel mayor de detalle o adaptados a las características particulares del proyecto y su localización. Así, se retroalimentan y ajustan documentos como DFP, BM&E, DTI, PLG precisando detalles, además de desarrollar completamente algunos otros como las especificaciones de equipos y sus correspondientes hojas de datos,

especificaciones de tubería y dimensionamiento de la misma, especificaciones de instrumentos, índice de líneas e instrumentos, balance general de servicios, etc.

Ingeniería Civil.- Encargada del cálculo de cimentaciones de equipo, estructuras y edificios, estudios de mecánica de suelos, construcción de edificios de proceso de concreto y estructura, edificios para oficinas, aire acondicionado y calefacción, arquitectura, calles, drenajes y urbanización en general.

Ingeniería Mecánica.- Encargada del diseño mecánico de equipos estáticos como recipientes incluyendo torres y sus internos, reactores y sus internos, tanques de almacenamiento, cambiadores de calor, diseño de tuberías y válvulas, etc., y por otro lado el cálculo del equipo rotodinámico como bombas, compresores y turbinas, entre otras cosas.

Ingeniería Eléctrica.- Es la especialidad de la ingeniería involucrada con el cálculo de la demanda de potencia de acuerdo a los equipos de proceso, balance de cargas, sistema de distribución general de fuerza y control, tierras y alumbrado, diagrama unifilar, etc

Ingeniería de Instrumentación.- Esta especialidad de la ingeniería de detalle determina la filosofía de control del proceso, se encarga de la elaboración de documentos como: índice de instrumentos, especificación de los mismos, diagramas lógicos de control, especificaciones del sistema de control distribuido (SCD), especificaciones del sistema de control avanzado (SCA), especificaciones del sistema de paro de emergencia (SPE), entre otras cosas.

Ingeniería de Tuberías.- Esta especialidad se encarga del cálculos de tuberías como análisis de esfuerzos y flexibilidad, dimensionamiento de líneas de acuerdo a las condiciones de proceso (compartiendo responsabilidad con procesos), por otro lado también se encarga de la elaboración de isométricos y volumetría para construcción (MTO).

A continuación se presenta una lista de verificación tanto de la Ingeniería Básica como de la Ingeniería de Detalle. Estas listas contienen los puntos mínimos que deben ser considerados, sin embargo, no es limitativa y atendiendo a las características del proceso puede variar.

1.1 Ingeniería Básica (guía mínima, alcance).

- Bases de Diseño.
- Descripción de Proceso.
- Diagrama de Flujo de Proceso.
- Balances de Materia y Energía de Proceso.
- Diagrama de Balance de Servicios Auxiliares.
- Plano de Localización General (PLG / Plot Plan).
- Arreglo de Equipo (Layout) preliminar.
- Lista de Equipo.
- Hojas de Datos de Equipo de Proceso Crítico y/o Mayor.
- Diagramas de Tubería e Instrumentación de Proceso.
- Diagramas de Tubería e Instrumentación de Servicios Auxiliares.
- Índice de Líneas de Proceso y Servicios Auxiliares.
- Especificaciones de Tubería de Proceso y Servicios Auxiliares.
- Hojas de Datos de Sistema de Relevo (liberación) de Presión (Tanque de Desfogue, Quemador, Válvulas de Seguridad y de Alivio).
- Diagrama de Tubería de Instrumentación del Sistema de Relevo (liberación) de Presión.
- Índice de Instrumentos.
- Diagramas Funcionales de Instrumentación.
- Hojas de Datos de Instrumentos.
- Especificaciones de Instrumentos.
- Hojas de Datos de Válvulas de Control.
- Circuitos Lógicos de Control.
- Diagramas Lógicos de Control.
- Especificaciones del Sistema de Control Distribuido.
- Especificaciones del Sistema de Control Avanzado.
- Especificaciones del Sistema de Paro de Emergencia.
- Diagramas Unifilares.
- Seguridad y protección al Medio Ambiente.
- Filosofía de Operación.
- Manual de Operación.
- Planos de Notas Generales y Simbología.
- Especificaciones Generales y Códigos y Normas de Ingeniería.

1.2 Ingeniería de Detalle (guía mínima, alcance).

- **Proceso**

- Lista de Equipo Definitiva.
- Diagramas de Tubería e Instrumentación DTI's definitivos
- Balance General de Servicios Auxiliares
- Diagramas de Tubería e Instrumentación Servicios Auxiliares definitivos
- Hojas de Datos de Equipo Menor y de Servicios Auxiliares
- Índice de Líneas de Proceso definitivo
- Índice de Líneas de Servicios Auxiliares definitivo
- Plano de Localización y Elevaciones.- Con dimensiones definitivas de los equipos, tuberías, soportería y las consideraciones pertinentes sobre la normatividad para mantenimiento y seguridad.

- **Diseño Civil.**

- Especificaciones Civiles
- Plano de Localización general
- Plano de Nivelación
- Plano de Pavimentos
- Estudio de Mecánica de Suelos
- Plano de Pilotes
- Planos de Cimentaciones
- Planos de Tubería Subterránea, Drenaje y Trincheras para Cableado.
- Perfiles de Edificios con Localización de Equipo y Detalles de Cargas y Esfuerzos.
- Planos Estructurales
- Planos Civiles y Arquitectónicos de Edificios para Oficinas
- Planos de Urbanización
- Epecificaciones de Ventilación y Aire Acondicionado
- Plano del sistema Hidrosanitario
- Volumen de Obra

- **Diseño Mecánico.**

- Recipientes atmosféricos
- Recipientes a presión incluidas torres y reactores
- Cambiadores de calor
- Bombas

- Compresores
- Turbinas
- Estructuras de equipo

- **Diseño Eléctrico.**
 - Especificaciones Eléctricas
 - Listado de Equipo Eléctrico
 - Memoria de Cálculo Incluyendo demanda de potencia, corto circuito, sistemas de tierras, coordinación de protecciones, alumbrado, etc.
 - Balance de Cargas
 - Diagrama Unifilar (Alta y Baja Tensión)
 - Diagramas Esquemáticos de Control y Alumbrado
 - Rutas de Cableado y Arreglos (Alta y Baja Tensión)
 - Diagrama de Distribución General de Fuerza y Control (Alta y Baja Tensión)
 - Sistemas General de Tierras y Pararrayos
 - Sistemas de Alumbrado Normal y de Emergencia
 - Diagramas de clasificación de Áreas Incluyendo vista en planta, y vistas de secciones transversales y logitudinales.
 - Subestación Eléctrica
 - Sistema Ininterrumpible de Suministro de Energía (voltaje regulado)
 - Sistemas de Protección Eléctrica
 - Típicos de Instalación para Fuerza, Control, Alumbrado y Tierras
 - Arreglo de Capacitores para Factor de Potencia (no menor de 0.9)
 - Requisiciones de Equipo y Materiales

- **Diseño de tubería.**
 - Dimensionamiento
 - Índice de Líneas de Proceso
 - Índice de Líneas de Servicios
 - Análisis de Esfuerzos / Soportería
 - Especificaciones de Tubería
 - Normas de Tubería
 - Sistema de desfogue
 - Arreglo General de la Planta
 - Isométricos (incluida la lista de materiales)
 - Dibujos de Planta y Elevaciones
 - Cortes y Detalles

- **Diseño de Instrumentación y Control.**
 - Descripción General del Control del Proceso
 - Índice de Instrumentos
 - Memorias de Cálculo
 - Hojas de Datos
 - Especificaciones
 - Típicos de Instalación
 - Diagramas de Lazos
 - Diagramas de Conexión Punto a Punto
 - Diagramas de Localización
 - Rutas de Señalización
 - Diagramas Lógicos de Control
 - Cédulas de Cables y Conduit
 - Dibujos de Fabricante
 - Diagrama de red de Aire para Instrumentos
 - Especificación del Sistema de Control Distribuido
 - Especificación del Sistema de Control Avanzado
 - Especificación del Sistema de Paro de Emergencia
 - Especificación del Sistema Contra Incendio
 - Arquitectura General de los Sistemas de Control
 - Diagramas Funcionales de Control
 - Códigos y Normas Usados
 - Instructivo de Operación
 - Requisiciones de Equipo y Materiales

A continuación se presenta lo que debe considerarse como memoria de cálculo en el diseño de equipo, siguiendo una clasificación de acuerdo al fenómeno de transporte al que pertenece y su correspondencia a ingeniería básica (IB) o a ingeniería de detalle (ID)

- **Equipo de Transferencia de Masa (memoria de cálculo).**
 - Diseño Termodinámico de Torres (IB)
 - Diseño Hidráulico de Internos de Torres (ID)
 - Diseño Mecánico de Torres (ID)
 - Diseño Térmico de Torres (IB)
 - Diseño Termodinámico de Secadores (IB)

Cápsula 1.1 Consideraciones de Diseño de Equipo.

Es necesario considerar en el diseño de cada equipo lo siguiente:

- Memorias de Cálculo
- Hojas de datos de equipo
- Especificaciones de equipo
- Dibujos y planos
- Plano de aprobación de la StyPS (para equipos sujetos a presión)
- Partes de Repuesto
- Requerimientos para la Instalación
- Programa de mantenimiento
- Certificado de Fabricación
- Requisiciones de equipo y materiales

- Diseño Termodinámico de Humidificad (IB)
- Diseño Mecánico de Secadores (ID)
- Diseño Mecánico de Humidificadores (ID)

- **Equipo de Reacción (memoria de cálculo).**
 - Diseño Termodinámico del Reactor (IB)
 - Diseño Hidráulico del Reactor (ID)
 - Diseño Mecánico del Reactor (ID)
 - Diseño Térmico del Reactor (IB)

- **Equipo de Transferencia de Calor (memoria de cálculo).**
 - Diseño Térmico de Intercambiadores de Calor (IB)
 - Diseño Hidráulico de Intercambiadores de Calor (ID)
 - Diseño Mecánico de Intercambiadores de Calor (ID)

- **Equipo de Transferencia de Momentum.**
 - Diseño Sistemas de Bombeo (ID) Con el flujo a manejar o gasto, la carga dinámica total (CDT), el NPSH adecuado y de acuerdo a presiones de succión y de descarga, la distribución de los arreglos de tubería, localización de equipos y a lo especificado por la tecnología.

 - Diseño Sistemas Neumáticos (ID) Considerando la relación de compresión adecuada en base a los requisitos de aire de proceso e instrumentación y a los diferentes arreglos de tubería y localización de equipos.

1.3 Diagramas de Flujo de Proceso (DFP).

Este diagrama representa gráficamente cada proceso unitario y cada operación unitaria del proceso general para la obtención de productos partiendo de las materias primas tal y como se indica en la tecnología seleccionada, por lo que representa el primer documento tangible de la Ingeniería Básica.

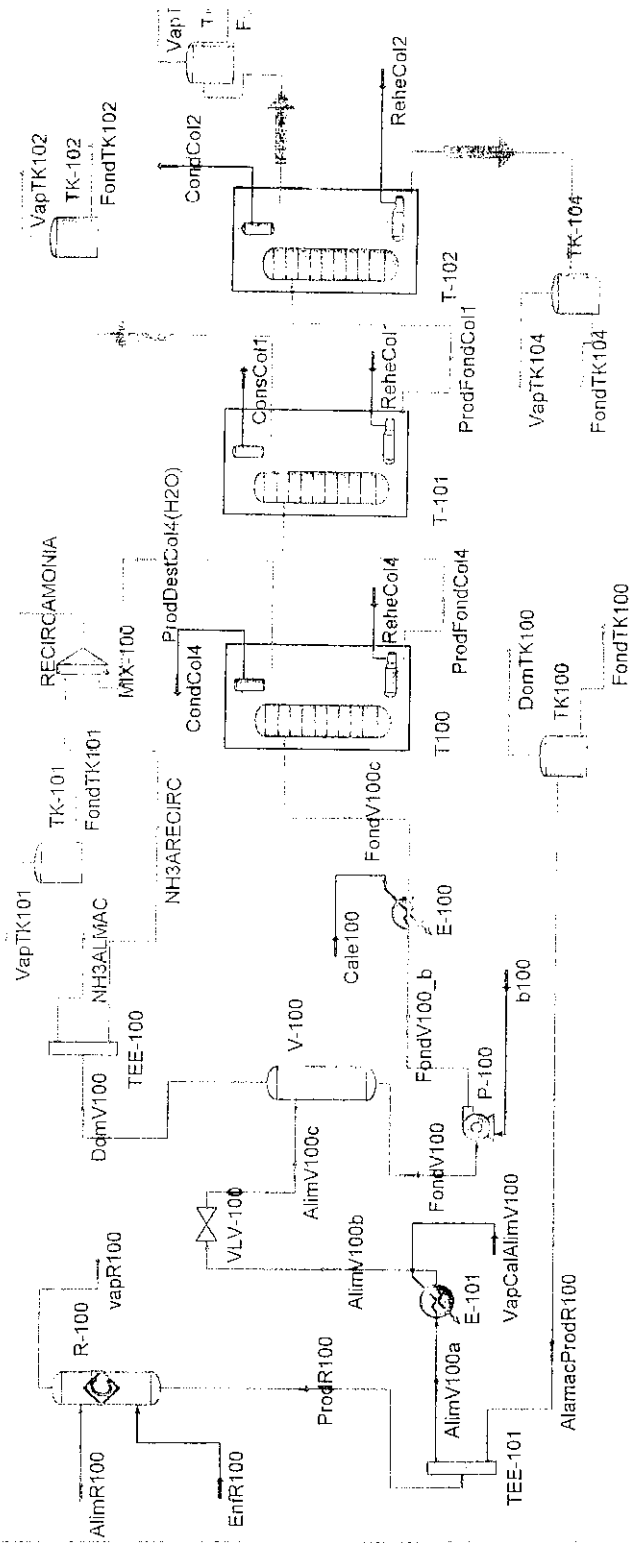
En este diagrama se especifican los equipos críticos y/o mayores de proceso de manera gráfica con identificación y simbología de aceptación universal (digamos simbología ISA) con notas sobre las especificaciones de cada equipo, se especifican las líneas de proceso o corrientes principales de materia, así como también las corrientes de energía. Se debe dedicar un espacio para la lista de equipo y notas generales y en ocasiones un espacio para el balance de materia y energía, cuando este ya ha sido concluido.

En este diagrama no se especifican instrumentos y tuberías

De este diagrama parten documentos igualmente importantes como el balance de materia y energía (BM&E) , el diagrama de tuberías e instrumentación (DTI) y el plano de localización general (PLG) que en conjunto representan la esencia de lo que es la ingeniería básica del proceso.

En la página siguiente se muestra el DFP obtenido para el proceso de producción de etanolaminas a partir de óxido de etileno y amoniaco acuoso.

DFP ETANOLAMINAS



LGAM

Case: D:\Hyprotech\HYSYS Process\CASES\23\max\00 I-SC

Wed Aug 30 17:47:45 2000

FlowSheet Cass / R

posición, que es precisamente lo que se deseaba resolver. El término energía resulta ser entonces lo que nos permite salir de este aparente círculo vicioso.

Existen muchos otros arreglos de variables que han surgido de manera similar y que se han convertido en variables físicas de gran utilidad para la ciencia y la tecnología, entre los más importantes se encuentran: el momentum lineal, el momentum angular, el trabajo, etc.

Así, la energía encuentra aplicación no solamente en la resolución de problemas relacionados con la dinámica de partículas, surgen los principios de conservación de esta variable y en conjunto con los principios de conservación de materia dan origen a la enorme cantidad de ecuaciones que permiten resolver una gran diversidad de problemas en las diferentes ramas¹ del conocimiento humano y aún de la vida cotidiana.

Entonces, el *BALANCE de MATERIA y ENERGÍA* es la aplicación de los principios de conservación, a las corrientes del diagrama de flujo de proceso (DFP) para determinar sus características físicas y químicas, composiciones, flujos másicos y volumétricos, etc.

Llevar a cabo los balances de materia y energía de procesos completos, se ha convertido en una especialidad de la ingeniería, por lo que es importante sentar los conceptos básicos sobre los que se sustenta: **Estructura de la Materia y la Energía, Grados de Libertad del Sistema y Bases de Cálculo.**

Estructura de la Materia y la Energía.- La mecánica cuántica-ondulatoria, la mecánica estadística y la relatividad general han sentado las bases de la estructura de la materia y la energía. Con los modelos sugeridos por estas teorías se ha desarrollado la tabla periódica que es la base para establecer la estequiometría de las reacciones químicas.

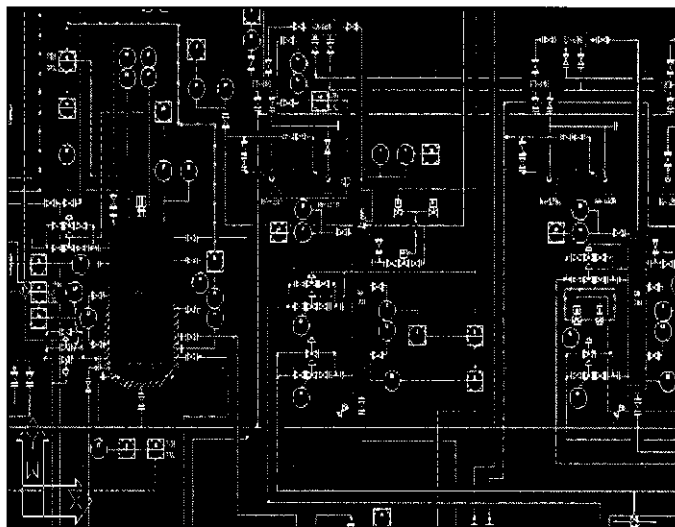
Grados de Libertad.- Es el balance de ecuaciones y variables del proceso que permite saber si el problema está completamente definido, sobreespecificado o requiere de una especificación adicional (ver Cápsula No.3 Cap.II).

Bases de Cálculo.- Es la variable o variables a las que se les asigna un valor para iniciar el cálculo del sistema completo.

¹ Otra muestra, relacionada con los temas que nos ocupan, del gran potencial y utilidad de estos principios de conservación de materia y energía se hace patente en el cálculo y diseño de torres de destilación y absorción en donde se determinan las principales variables del equipo mediante balances de materia y energía en las secciones de enriquecimiento, en la sección de agotamiento y en el plato de alimentación (ver Cap. IV Columnas).

1.5 Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI'S).

Estos diagramas deben ser contruidos de acuerdo a la Ingeniería Básica del tecnólogo y con simbología de uso internacional (ISA por ejemplo). Este diagrama parte del DFP y debe contener el equipo de procesos y/o servicios, la tubería, e instrumentos, todo con sus especificaciones e identificación, dimensiones, características, nomenclatura, condiciones de presión y temperatura etc.



Así por ejemplo para recipientes (incluidas torres y reactores) se deberá especificar el diámetro, longitud tangente a tangente, presión y temperatura de diseño, materiales de construcción, internos, plato de alimentación, volumen, niveles mínimo, normal y máximo, etc. Para cambiadores de calor, se deberá especificar la carga térmica, el área de transferencia, los materiales de construcción y el tipo. De la misma manera para el caso de bombas se deberá especificar el flujo a manejar, la carga o cabeza, la potencia y los materiales de construcción entre otras cosas. Adicionalmente a lo anterior se podrán encontrar las especificaciones de equipo a pie de plano cuando así se requiera. Es importante que el DTI cuente con la totalidad de los equipos, instrumentos y tuberías (con sus accesorios y arreglos) de procesos y servicios auxiliares. La tubería debe estar identificada con el diámetro, servicio, número y especificación.

En las válvulas de control debe especificarse su codificación, diámetro, posición y principio de operación, las válvulas de seguridad además de lo anterior su presión de calibración, el DTI debe contener la totalidad de válvulas. Asimismo el DTI debe contener los lazos de control e información como niveles y capacidad de equipos clave, altura sobre el nivel del piso de condensadores y rehervidores, consumo de servicios auxiliares, notas aclaratorias sobre el funcionamiento o construcción de los equipos, instrumentos y/o tuberías.

Este diagrama es la base para la elaboración posterior de documentos como el índice de líneas, isométricos, índice de instrumentos, diagrama de flujo del sistema de liberación de presión, estudios de HAZOP (Hazardous Operations), etc.

Se ha incluido, a manera de ejemplo, el DTI desarrollado para el ejemplo del capítulo V con algunas variantes.

1.5a Diagrama de Flujo del Sistema de Relevo (Liberación) de Presión.

Este diagrama debe contener todos los elementos de liberación de presión (válvulas de alivio, discos de ruptura, tanques de desfogue, quemadores) así como los diferentes arreglos de tuberías y cabezales, indicando flujos, presiones y temperaturas de alivio o descarga. El diagrama del sistema de desfogue puede iniciarse una vez que se tiene la ingeniería del mismo la cual puede ser determinada con apoyo del simulador de acuerdo a lo siguiente:

Un sistema de desfogue parte de una serie de diagramas básicos (DTI, PLG o Plot Plan, DFP) así como de las normas y estándares a manejar (API 520, 521, 522, ASME, etc). En base a estos diagramas se hace un análisis de las causas de relevo o desfogue, entre las cuales se pueden encontrar, fuego, falla de agua de enfriamiento, falla de energía eléctrica, falla de aire de instrumentos, expansión térmica de líquidos y gases, descargas bloqueadas (líneas y boquillas), etc. Una vez efectuado este análisis es necesario efectuar el cálculo de las masas a relevar con lo cual es posible dimensionar las válvulas de seguridad de presión, toda la estructura de la tubería del sistema de desfogue (diámetros y velocidades), tanques de desfogue y quemadores. Finalmente se debe llevar a cabo un cálculo del perfil de temperaturas para evitar líneas congeladas como consecuencia de expansiones súbitas.

Con el cálculo de las masas a relevar y los estándares adecuados serán determinadas las válvulas de seguridad de presión.

1.6 Plano de Localización General (PLG) y Arreglo de Equipo (Layout).

El plano de localización general (PLG)² muestra la ubicación de zonas en un área delimitada por una línea que se ha denominado límite de batería. Esta línea indica las fronteras de la planta, en esta área se encuentran perfectamente identificadas zonas para proceso, servicios y acometidas de los mismos, edificios administrativos, almacenamiento de materia prima y producto terminado, tratamiento de efluentes, accesos a vías de comunicación, áreas de seguridad, etc.

Por otro lado el plano de localización de equipo (también conocido como Layout) es el arreglo o ubicación de cada equipo en un área determinada indicando

² También se conoce por su nombre en inglés como Plot Plan

coordinadas de ubicación y dimensiones de equipo, edificios y estructuras de proceso, tuberías y soportes, accesos, etc. vistos en planta, y cuando se requieren, detalles y elevaciones de algunos de ellos. Su elaboración debe tomar en cuenta lo siguiente:

Aspectos a considerar para la elaboración del PLG y Arreglo de Equipo (Layout) en la fase de:

Proyecto (fase de construcción de la planta)

- Vías de comunicación y acceso
- Características del suelo
- Acometida de servicios
- Llegada del equipo y materiales a sitio de la obra y su manejo
- Instalación de equipos de gran tamaño
- Movimiento del equipo de montaje (gruas)

Operación (fase de producción)

- Llegada y manejo de materias primas
- Secuencia del proceso productivo
- Mantenimiento del equipo
- Salida y manejo de producto terminado
- Seguridad industrial
- Dirección de los vientos

Documentos de ingeniería requeridos para la elaboración del PLG y el Arreglo de Equipo (Layout).

El layout o arreglo de equipo es un documento de ingeniería que parte del DFP, las especificaciones de equipo, las características del suelo plasmadas en el estudio de mecánica de suelos, la descripción del proceso en donde se encuentra la secuencia del mismo, el estudio de impacto ambiental y análisis de riesgos como mínimo entre otras cosas.

De este documento y el PLG se extrae parte de la información para la preparación de la planos de cimentaciones, tuberías (isométricos, racks), distribución de fuerza y control y en consecuencia para la volumetría (MTO) en tubería, material eléctrico y de instrumentación.

Se presenta a manera de ejemplo el PLG correspondiente a una Refinería completa en donde se puede observar la ubicación de las diferentes plantas o unidades y el arreglo del equipo en las diferentes áreas.

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO II

DESARROLLO DE INGENIERÍA BÁSICA Y/O DE DETALLE

**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

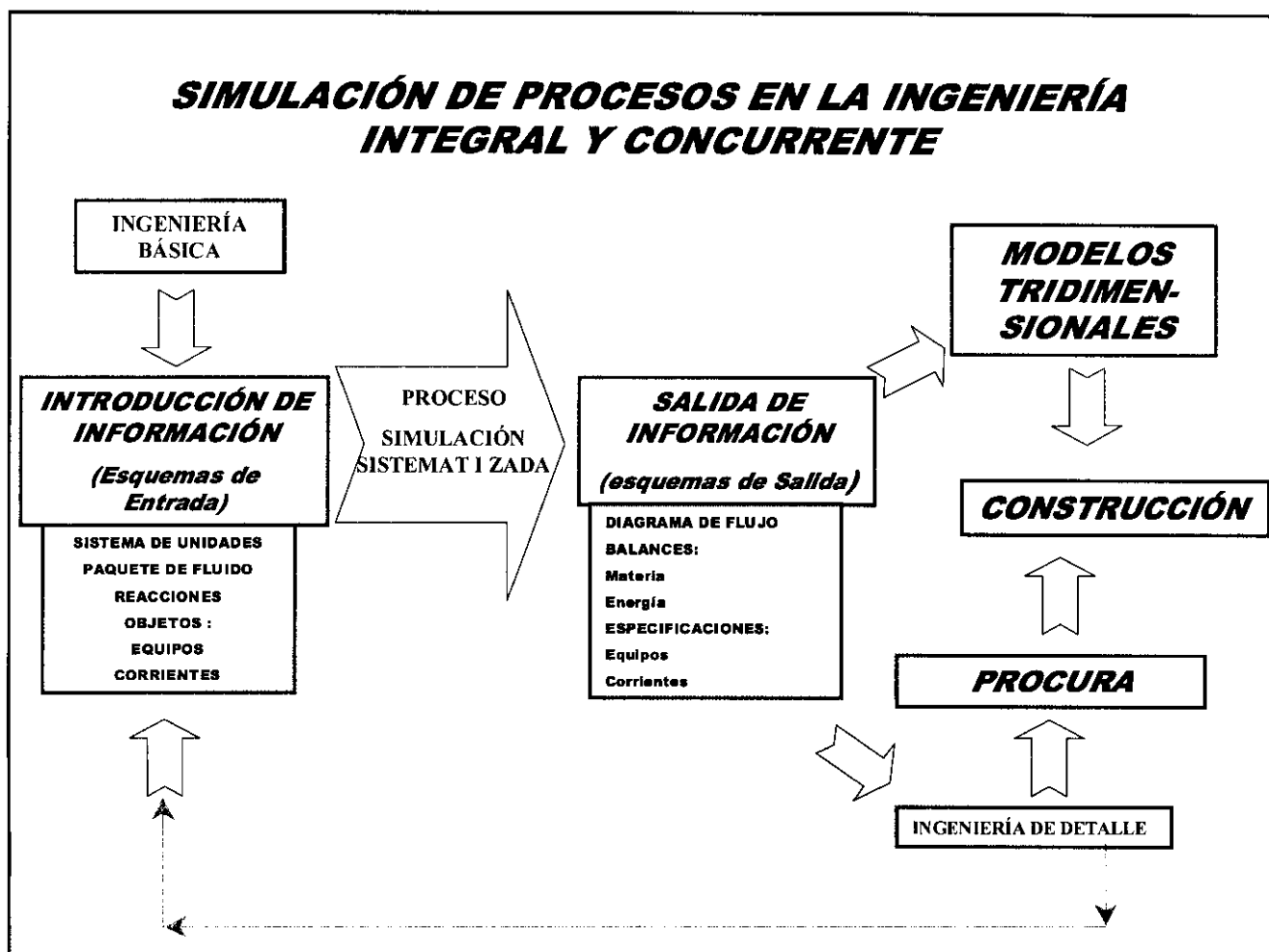
SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES

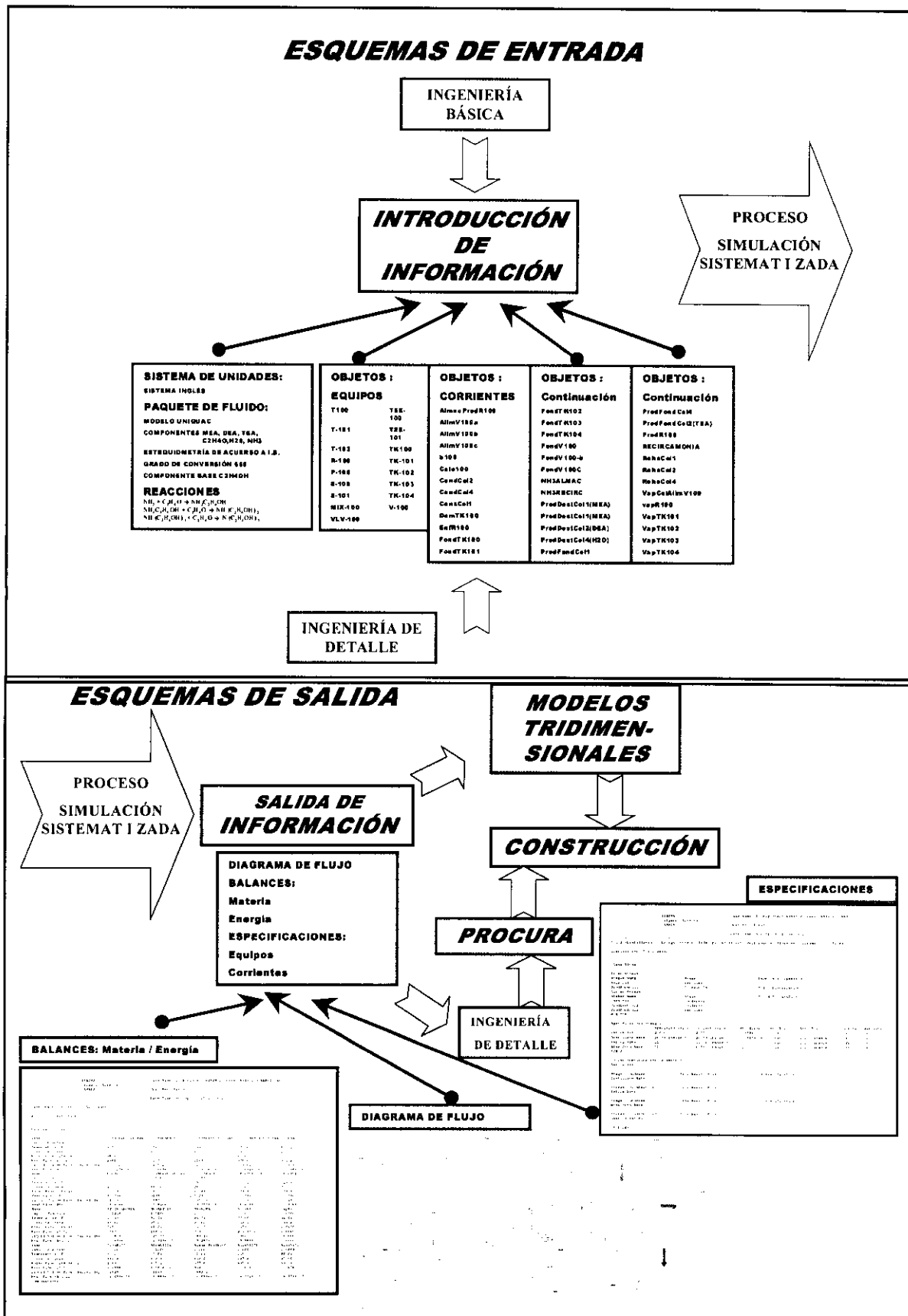
ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

II.- DESARROLLO DE INGENIERÍA BÁSICA Y/O DE DETALLE.

Hacer el desarrollo de la Ingeniería consiste en elaborar una serie de documentos (ver capítulo 1) en donde se vierte el conocimiento tecnológico requerido para construir los equipos y plantas de procesos, convirtiendo los modelos teóricos en modelos físicos capaces de transformar los recursos naturales en bienes satisfactorios de la sociedad humana.

Efectuar un desarrollo sistematizado de ingeniería exige llevar a cabo un proceso de introducción de información (esquemas de entrada), un proceso de cálculo (simulación sistematizada de equipos) y un proceso de extracción de información (esquemas de salida). A continuación se presenta lo anterior de manera esquemática.





2.1.- ESQUEMAS DE ENTRADA.

Como se puede observar en los diagramas, los esquemas de entrada se refieren a los requerimientos que es necesario cubrir antes de iniciar una sesión de simulación, es decir, la información del proceso que es necesario introducir para poder hacer uso de los bancos de datos y algoritmos del simulador, posteriormente se ejecutan los cálculos adecuados que arrojan información que es posible extraer mediante los esquemas de salida.

En el presente documento se ha utilizado el simulador de procesos disponible en el IMP que es uno de los de mayor potencial en el mercado, sin embargo, la metodología puede ser aplicada con cualquier otro simulador de procesos equivalente.

Los esquemas de entrada son :

- **Establecimiento del Sistema de Unidades A Utilizar.**
- **Establecimiento del Entorno de Simulación (paquete de fluido).**
- **Establecimiento de los Objetos del Diagrama de Flujo.**
 - Corrientes de Materia**
 - Corrientes de Energía**
 - Operaciones Unitarias (equipos)**
- **Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso**
- **Revisión general de Información a través del Cuaderno de Trabajo.**

- **Establecimiento del Sistema de Unidades a Utilizar.**

Antes de iniciar la simulación es necesario seleccionar el conjunto de unidades que se desea manejar. Se puede seleccionar el sistema Internacional, el Inglés, o una mezcla de ellos. Para lo anterior es necesario definir un conjunto (set) de unidades (opción Units del simulador) que permite asignar las unidades que serán aplicables al caso de simulación.

- **Establecimiento del Entorno de Simulación (paquete de fluido).- Es decir, determinación de los Componentes del Sistema y sus Propiedades Físicas y Químicas, los Modelos de Equilibrio aplicables y sus Parámetros, Coeficientes Binarios, Cinética y Estequiometría de Reacciones, Datos Experimentales, entre otras cosas.**

Al llevar a cabo el desarrollo de cálculos de Ingeniería de procesos y equipos de manera manual, se hace evidente la necesidad de ejecutar operaciones repetitivas y complicadas, además de la necesidad de disponer de una gran diversidad de datos de las propiedades físicas y químicas de los componentes del sistema. Las ventajas que ofrece un simulador son precisamente, por un lado la ejecución de cálculos complicados y repetitivos (producto de los diferentes modelos y algoritmos) con gran rapidez, y por otro el hecho de contar con amplias bases de datos que se han constituido como compendios que contienen las propiedades físicas y químicas de una gran diversidad de compuestos, necesarias para efectuar los cálculos de Ingeniería.

Se conoce como paquete de fluido (Fluid Package) al ambiente que permite definir los modelos termodinámicos a utilizar, los componentes del sistema, los parámetros de estos modelos, las propiedades de los compuestos involucrados, los coeficientes binarios, datos sobre la estequiometría y cinética de las reacciones del proceso en caso de que éstas se lleven a cabo.

Los datos de equilibrio de fases y las propiedades de las sustancias son determinados en función a modelos termodinámicos conocidos. En la cápsula No.2.1 se mencionan algunas de las aplicaciones de estos modelos con el objeto de crear el paquete de fluido que más se ajuste a las características del fenómeno a simular.

• Establecimiento de los Objetos del Diagrama de Flujo.

Objeto es una entidad con determinadas propiedades que permiten efectuar funciones específicas como cálculos mediante algoritmos, almacenamiento de datos, métodos, etc. Estos objetos son representados mediante íconos que a su vez representan operaciones unitarias o equipos así como tuberías y accesorios, permitiendo una sencilla interacción hombre-máquina. Con una filosofía de programación orientada a objetos han sido desarrollados los simuladores de proceso, permitiéndonos seleccionar de una tablilla de objetos, equipos o corrientes de materia y energía.

El diagrama de flujo de proceso puede ser formado mediante una serie de objetos interconectados entre sí. De acuerdo a las necesidades de simulación deberán instalarse los diferentes objetos en el diagrama.

En la medida que se va colocando cada objeto, el simulador efectúa cálculos para aquellos que están totalmente definidos y al unirse estos objetos se logrará efectuar simulaciones integrales de los procesos, es decir, es posible hacer desde simulaciones de equipos aislados hasta los más sofisticados diagramas de flujo de procesos. Los tres tipos de objetos que el simulador maneja son:

Corrientes de Materia
Corrientes de Energía
Operaciones Unitarias (equipos)

CAPSULA 2.1 Modelos de Equilibrio

Ecuaciones de Estado.- Existen diversos modelos para describir el comportamiento de las propiedades de una sustancia gaseosa pura y sus mezclas con otras, las ecuaciones de estado representan modelos no muy complicados para este efecto. Las ecuaciones de Peng Robinson y Redlich Kwong dan resultados satisfactorios en un amplio rango de condiciones en sistemas de una, dos y tres fases para el petróleo, gas y aplicaciones petroquímicas (ver Anexo I Modelos de Equilibrio).

Modelos de Actividad.- Los modelos de las ecuaciones de estado han probado proporcionar resultados confiables en la mayoría de los hidrocarburos, sin embargo, su aplicación realmente se reduce a compuestos no polares cuyo comportamiento no se aleja demasiado del ideal. Para sistemas altamente no ideales los modelos de actividad representan mejores aproximaciones (ver Anexo I Modelos de Equilibrio).

Modelos de Chao Seader.- Se ha comprobado que el equilibrio de fases cerca de la región crítica o a presiones elevadas representa algunas complicaciones en cuanto a suponer independientes de la presión, las funciones termodinámicas del líquido, así mismo limitar el desarrollo de las series de potencias al segundo coeficiente virial ya no es suficiente. Con el objeto de eliminar estas limitaciones Chao y Seader desarrollaron su método (ver Anexo I Modelos de Equilibrio).

Modelos de Presión de Vapor.- Estos modelos pueden ser usados para mezclas ideales a bajas presiones. Estas mezclas ideales incluyen sistemas de hidrocarburos y mezclas tales como cetonas y alcoholes en las que el comportamiento del líquido es aproximadamente ideal (ver Anexo I Modelos de Equilibrio).

Misceláneos.- Bajo esta denominación se han agrupado paquetes de propiedades que son únicos y que no se ajustan a ninguno de los modelos antes presentados. Se incluyen modelos para aminas, y tablas ASME (American Society of Mechanical Engineers), NBS (National Bureau of Standards) de vapor de agua y el modelo de Benedict/Web/Rubin (ver Anexo I Modelos de Equilibrio).

El equipo, las corrientes de materia o corrientes de energía que serán sometidos a simulación se deberán seleccionar de acuerdo a la siguiente lista:

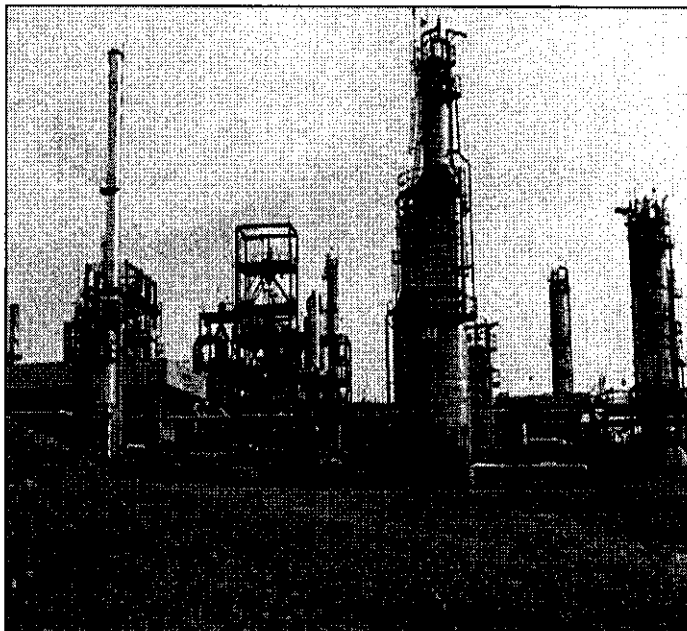
- **Equipos a Simular.**

Cada equipo necesita datos de las corrientes de entrada y de salida como presión, temperatura, y composición, así como los requerimientos energéticos para operar. Cabe recordar que el simulador calculará aquellas variables que puedan ser determinadas conforme se va especificando el problema, es decir, cuando hayan sido agotados los grados de libertad, el simulador inicia automáticamente los cálculos. A continuación se presenta un listado de equipos susceptibles de ser diseñados o cuyo diseño puede ser evaluado con el simulador.

Cabe hacer notar que antes de comenzar a simular algún equipo es conveniente consultar el capítulo IV y los Anexos I y II sobre "aspectos teóricos de simulación" con el objeto de tener una visión clara de las principales variables del proceso y los modelos teóricos sobre los que se sustentan, con esto será posible llevar a cabo las simulaciones adecuadamente.

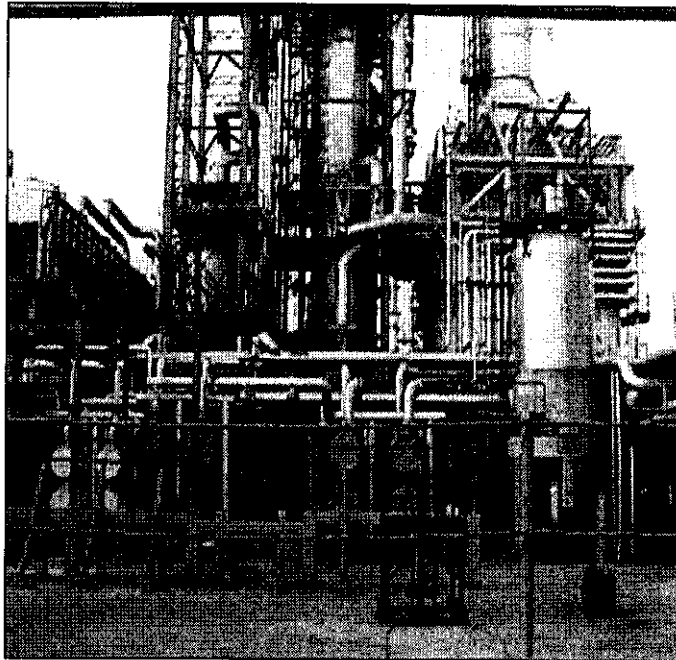
Transferencia de Masa

Mezcladores
Separadores (dos fases)
Separadores (tres fases)
Torres o Columnas de
Destilación
Torres o Columnas de
Absorción
Separador de
Componentes
Extractor Líquido-Líquido



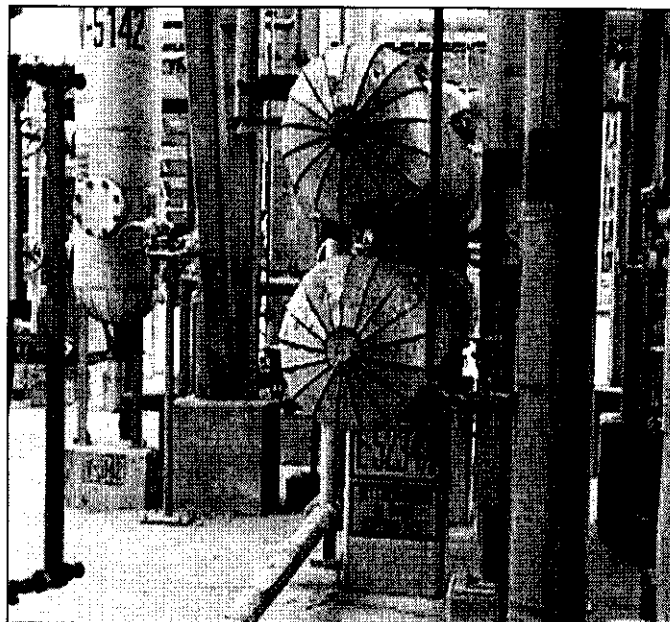
Reacciones Químicas

Reactores CSTR
Reactores Tubulares
Reactores en General



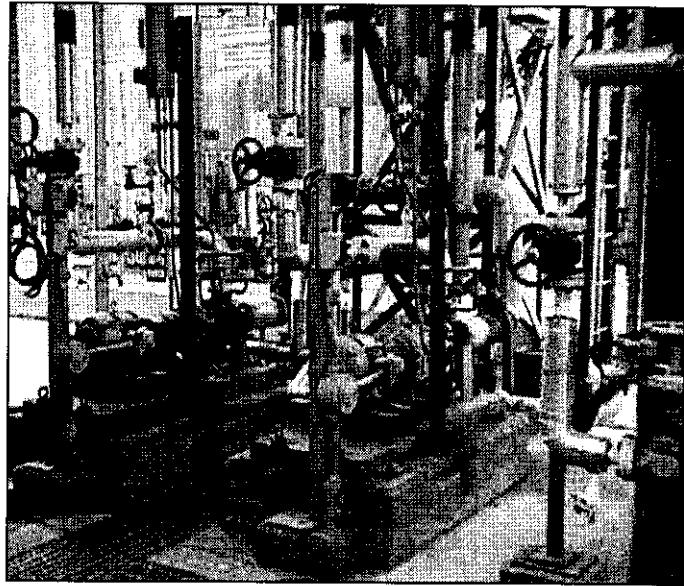
Transferencia de Calor

Enfriadores
Calentadores
Hervidores
Evaporadores
Condensadores
Hornos
Cambiadores de Calor en
General



Transferencia de Momentum

Compresores
Turbinas
Bombas
Válvulas
Tubería
Ciclones



- **Corrientes de Materia a Simular.**

Con información del balance de materia y energía así como del diagrama de flujo de proceso se determinarán las corrientes a evaluar. Una vez seleccionadas se determinarán flujos másicos, composiciones, presión, temperatura así como todas las propiedades de la mezcla.

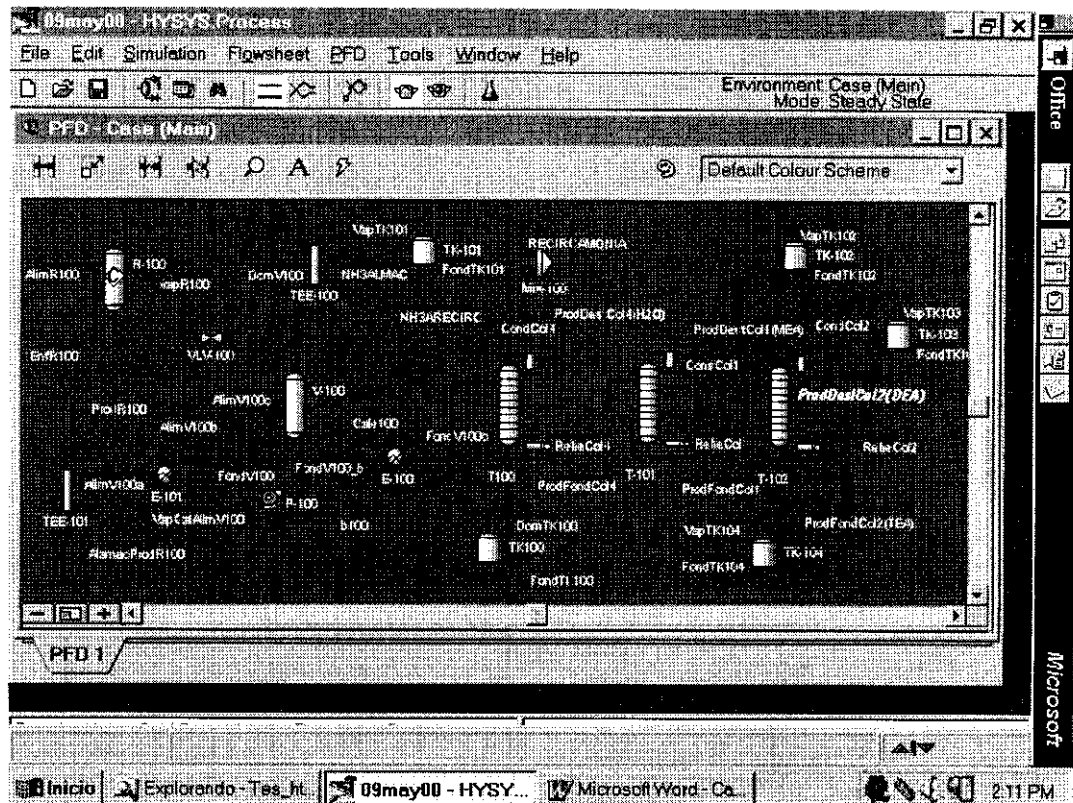
- **Corrientes de Energía a Simular.**

De la misma manera que para el caso de las corrientes de materia, con información del balance de materia y energía así como del diagrama de flujo de proceso se determinarán las corrientes a evaluar. Aquí se determinarán los flujos energéticos.

- **Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso.**

De la misma manera como se inicia un diagrama de flujo de proceso a mano alzada en el que se van ubicando equipos e interconectándolos mediante líneas que representan las corrientes de proceso, de esa misma manera en el simulador es posible mediante la paleta de objetos ubicar corrientes de proceso (que requieren ser especificadas) y equipos de proceso que representan las diferentes operaciones y procesos unitarios para ir conformando el diagrama de flujo de proceso. Lo que hace la enorme diferencia de trabajar a mano o hacerlo a través del simulador es que estas corrientes y equipos son inteligentes, es decir, contienen información de variables de proceso que pueden ser cambiadas o calculadas para obtener diferentes resultados.

Se puede iniciar la instalación de los objetos del diagrama de flujo de proceso desde dos diferentes formas de acceso de información del simulador, siendo éstas el cuaderno de trabajo y el diagrama de flujo de proceso. El detalle se encuentra documentado en el manual correspondiente del simulador.



- **Revisión general de información a través del cuaderno de trabajo (conteniendo hojas de los datos de las Corrientes de Materia y Energía, Operaciones Unitarias y las Composiciones de las Corrientes de Materia).**

Si bien es cierto que la manera más fácil de iniciar una simulación de procesos es de manera gráfica, también es cierto que una vez definido el diagrama de flujo de proceso puede ser revisado en cuanto a las propiedades de las diferentes corrientes y equipos a través del cuaderno de trabajo, que muestra de una forma tabular todas las variables de proceso. Cualquier cambio efectuado en el cuaderno de trabajo será reflejado en el diagrama de flujo de proceso y viceversa.

2.2.- SIMULACIÓN DE PROCESOS.

- **Ejecución de Simulaciones.**
- **Ejecución de Simulaciones por "ambientes de cálculo"**

Como ya se indicó la ejecución de simulaciones se inicia con la preparación del diagrama de flujo que puede ser construido adicionando equipos y/o tuberías de manera libre. Generalmente esta manera de desarrollar un diagrama de flujo de proceso se utiliza cuando el proceso es sencillo o se requiere de la simulación de equipos aislados. Sin embargo, en simulaciones de procesos complejos es conveniente efectuar las simulaciones por ambientes de cálculo

Se denominan ambientes de cálculo a entornos de simulación preestablecidos que por ser de uso común han sido desarrollados para operaciones unitarias particulares facilitando los procesos de simulación.

Ambientes de Cálculo

Básico.-

Permite establecer el paquete de fluido, al definir componentes reales y/o hipotéticos y sus propiedades, reacciones (características, estequiometría y cinética) y algunos otros parámetros.

Cuando se genera un nuevo caso de simulación el entorno en donde se ubica la máquina es denominado ambiente básico.

Caracterización Crudos.-

Permite caracterizar fluidos de petróleo creando y definiendo ensayos y mezclas.

Diagrama de Flujo Principal.-

Aquí se define la topología del diagrama principal instalando corrientes de proceso, operaciones unitarias (equipos) y Sub-Diagramas. Este diagrama es la base para la simulación completa.

Sub-Diagrama de Flujo.-

De la misma manera que el anterior este ambiente permite definir la topología de un Sub-Diagrama en particular, sin embargo, la diferencia es que cada subdiagrama contiene su propio ambiente y que todo lo que está fuera de este diagrama permanece fijo durante el proceso de simulación en tanto no se salga de él. Aquellos diagramas que se encuentran bajo un sub-diagrama experimentan los cambios correspondientes a su diagrama padre. El objetivo de utilizar un sub-diagrama de flujo es centrar la atención sobre una parte específica del proceso permitiendo: aislarla del resto; utilizar diferentes paquetes de fluido; construir plantillas tipo para diferentes operaciones unitarias y facilitar la resolución de varios equipos de manera simultánea, permitiendo optimizar tiempos de procesamiento al ejecutar cálculos involucrados solamente con el ambiente de Sub-Diagrama y utilizar paquetes de fluido reducidos. Un Sub-Diagrama de Flujo contiene equipos y corrientes que intercambian información con el diagrama padre a través de las corrientes de interconexión de uno con otro. Cuando se

conecta el Sub-Diagrama con equipos del ambiente principal el simulador crea corrientes internas con el mismo nombre siendo éstas las corrientes de interconexión. En el Diagrama principal el Sub-Diagrama se comporta como una operación con múltiples entradas y múltiples salidas.

Ambiente de Columna.- Se define la topología de una columna en particular incluyendo platos, condensadores y rehervidores.

En el simulador, el ambiente de columna por su importancia y complejidad ha sido separado para darle especial atención. En este ambiente se puede tener acceso a la sección de platos, rehervidores, calentadores, enfriadores, condensadores, etc.

Tradicionalmente la solución de sistemas de destilación se lleva a cabo por los métodos gráficos de Ponchon y Savarit y McCabe Thiele (para el caso de sistemas binarios) o por el método Thiele Geddes para sistemas multicomponentes. Estas técnicas requieren el trazado de curvas de equilibrio, curvas de operación, la recta del estado térmico de la alimentación y finalmente el trazado de los platos teóricos del equipo.

Sustituir las mencionadas técnicas por métodos numéricos que permitan la utilización de computadoras implica establecer funciones para las curvas de equilibrio y de operación (secciones de enriquecimiento y agotamiento) entre otras funciones.

Con el establecimiento de sistemas de n ecuaciones simultáneas con n variables de proceso es posible resolver una columna por estas técnicas iterativas propias para computadora.

Cápsula No.2.2 Importancia de los procesos de Reacción y Transferencia de Masa.

En todo proceso de transformación los productos, a menudo obtenidos de reacciones químicas, se presentan mezclados con impurezas que es necesario eliminar mediante alguno de los métodos de separación conocidos.

En los procesos de producción de gasolinas la separación primaria se lleva a cabo mediante una destilación atmosférica o al vacío que permite separar el crudo en una corriente de gas natural y una de hidrocarburos líquidos, que a su vez es sometida a subsecuentes separaciones mediante procesos adicionales de destilación o absorción.

Se puede afirmar que las operaciones de mayor importancia y complejidad llevadas a cabo en cualquier proceso son los procesos de REACCIÓN y de TRANSFERENCIA de MASA.

Establecer el sistema de ecuaciones requiere el conocimiento de las funciones que relacionan las variables de procesos para ser evaluadas. Los principios de conservación de energía y materia hacen aquí patente su importancia particularmente al permitir establecer un gran número de ecuaciones para resolver el sistema como a continuación se puede observar:

Conservación de la masa.

- Continuidad total
- Continuidad por componente
- Equilibrio líquido-vapor

Conservación de energía

- Continuidad de energía

Otras

- Propiedades térmicas de líquido y vapor.
- Densidad de líquido y vapor
- Pesos moleculares promedio

Una vez establecidas las ecuaciones que describen el sistema en un número igual al de las variables por determinar o incógnitas, se procede a preparar el sistema para ser resuelto mediante un proceso iterativo estableciendo parámetros de convergencia. El método de Newton Raphson es uno de los más utilizados y consiste en establecer la matriz de coeficientes denominada Jacobiano, coeficientes que para este método se han convertido en derivadas parciales de las funciones del sistema con respecto a las variables para después ser evaluadas en puntos que representan una aproximación inicial¹.

CÁPSULA No.2.3

Ejemplo Tanque de Separación Tipo Flash

Sea una corriente líquida de una mezcla de compuestos sometida a un proceso de separación mediante una válvula de restricción en un tanque de separación tipo flash. Se conocen las siguientes variables:

- F_{0l} Flujo volumétrico inicial
- ρ_0 Densidad inicial
- T_0 Temperatura inicial
- P_0 Presión inicial
- X_{0j} Composición inicial

Con esta separación se producen dos corrientes, una de vapor por el domo del tanque y otra de líquido por el fondo del mismo, se requiere resolver el sistema, es decir determinar las siguientes variables desconocidas:

Domo del Separador

- F_v Flujo volumétrico del vapor 1
- ρ_v Densidad del vapor 1
- Y_{vj} Composición del vapor j
- M_v^{prom} Peso molecular promedio del vapor 1
- H_v Entalpía del vapor 1

Fondo del Separador

- $F_{l,}$ Flujo volumétrico del líquido 1
- $\rho_{l,}$ Densidad del líquido 1
- $X_{l,j}$ Composición del líquido j
- $M_{l,}^{prom}$ Peso molecular promedio del líquido 1
- $H_{l,}$ Entalpía del líquido 1
- $T,$ Temperatura 1

Se observa un total de 9+2j incógnitas

Por lo que se requieren un número igual de ecuaciones

¹ Sean f_n las funciones que definen el sistema, obtenidas de ajustes de datos experimentales (caso de curvas de equilibrio) o de balances de materia y energía, y sean x_n las n variables del mismo, entonces se define la matriz de coeficientes denominada jacobiano como las derivadas parciales de cada función con respecto a cada variable de acuerdo a lo siguiente.

$$\begin{pmatrix} \partial f_1 / \partial x_1 & \partial f_1 / \partial x_2 \\ \partial f_2 / \partial x_1 & \partial f_2 / \partial x_2 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} \Delta x_1 \\ \Delta x_2 \end{pmatrix} = - \begin{pmatrix} f_1 \\ f_2 \end{pmatrix}$$

En la cápsula No.2.3 se presenta un sencillo ejemplo de la preparación para resolver un sistema de n ecuaciones con n incógnitas producto de las diferentes funciones que representan el comportamiento del sistema. Se detalla con el objeto de entender qué es lo que ejecuta de manera interna el simulador cada vez que introducimos datos para obtener un resultado.

Una vez establecido el sistema de n ecuaciones con n incógnitas se evalúan estimaciones iniciales que deben converger a la solución mediante la evaluación numérica del Jacobiano.

En la cápsula No.2.4 se hace una pequeña lista de verificación que sirve como resumen de lo que es necesario considerar sobre la Teoría de Columnas de Destilación en los diferentes métodos con el objeto de recordar los aspectos teóricos fundamentales para el entendimiento de los procesos de destilación. La manera tradicional de calcular una columna se detalla en el punto 4.1 de columnas.

<i>CÁPSULA No.2.3 (Continuación)</i>	
<i>ECUACIÓN</i>	<i>No. Ecs.</i>
<i>Conservación de la masa.</i>	
<i>continuidad total (balance de masa)</i>	
$d/dt(V_L \rho_L) = \rho_o F_o - \rho_v F_v - \rho_L F_L$	1
<i>continuidad por componente</i>	
$d/dt(V_L \rho_{oL} X_j / M_o) = \rho_o F_o X_{oj} / M_o - \rho_v F_v Y_j / M_v - \rho_{oL} F_L X_j / M_L$	j-1
<i>equilibrio liquido-vapor</i>	
$Y_j = f(X_j, T, P)$	j
<i>continuidad de energía</i>	
<i>conservación de energía (balance de energía)</i>	
$d/dt(V_L \rho_{oL} H_L) = \rho_o F_o H_o - \rho_v F_v H_v - \rho_{oL} F_L H_L$	1
<i>Otras</i>	
<i>propiedades térmicas de líquido y vapor</i>	
$H_L = f(X_j, T)$	1
$H_v = f(Y_j, T, P)$	1
<i>pesos moleculares promedio</i>	
$M^{prom}_v = \sum_{j=1}^n M_j Y_j$	1
$M^{prom}_L = \sum_{j=1}^n M_j X_j$	1
<i>Densidad líquido, vapor</i>	
$\rho_v = M_v P / RT$	1
$\rho_L = f(X_j, T)$	1
<i>flujo volumétrico</i>	
$F_v = f(P)$	1
$F_L = f(V_L)$	1
No. TOTAL DE ECUACIONES	9+2J

Instalación de una Columna

La instalación de una columna se lleva a cabo dependiendo del tipo de equipo que vaya a ser utilizado, a saber: Absorbedor (requiere solamente la sección de platos), Absorbedor-Rehervidor (requiere la sección de platos y un rehervidor en el fondo del equipo), Absorbedor con Reflujo (requiere la sección de platos y condensador en el domo), Destilación (requiere además de la sección de platos, rehervidor y condensador a la vez). Existen además diversas variantes que pueden ser manejadas.

Al instalar una columna, se puede hacer utilizando los Sub-Diagramas “tipo” arriba mencionados o las plantillas predeterminadas, las cuales al ser utilizadas conjuntamente con el “experto de entrada” son una guía que permite la introducción de información mínima requerida para el cálculo del equipo. Cabe hacer notar que la instalación de equipos puede hacerse sin el “experto de entradas”.

La vista de “Propiedades de Columna” es un cuaderno con diferentes pestañas conteniendo lo siguiente:

CAPSULA 2.4 INTERLUDIO TERMODINÁMICO

Método de Ponchon y Savarit (sistemas binarios).

- Definir las corrientes de alimentación, destilado y fondos de la torre.
- Trazar las curvas de entalpía-concentración (datos experimentales).
- Trazar la curva de equilibrio (datos experimentales o de modelos de equilibrio).
- Trazar la curva de operación de la sección de rectificación mediante la determinación de los puntos de diferencia de masa y calor.
- Trazar la curva de operación de la sección de agotamiento de manera análoga a la anterior.
- Trazar los platos para determinar el número de los mismos y el plato de alimentación.
- Dimensionar el equipo y desarrollar el diseño mecánico e hidráulico.

Método de McCabe-Thiele (sistemas binarios).

- Definir las corrientes de alimentación, destilado y fondos de la torre.
- Definir la relación de reflujo $R=L/D$.
- Trazar la curva de operación de la sección de rectificación (recta).
- Trazar la curva del estado térmico de la alimentación.
- Trazar la curva de operación de la sección de agotamiento (recta).
- Trazar platos para determinar el número de los mismos y el plato de alimentación.
- Dimensionar el equipo y desarrollar el diseño mecánico e hidráulico.

Multicomponentes

Para el caso de mezclas de multicomponentes el método de cálculo varía aunque los principios teóricos son los mismos, en este caso es necesario utilizar métodos iterativos propios para ser resueltos por el simulador. En el Anexo II se incluye mayor detalle de estas técnicas.

En el simulador la secuencia de cálculo permite establecer diferentes corridas, dependiendo de las variables definidas inicialmente y aquellas que quedan por determinarse, un ejemplo de lo anterior es:

- Definir la corriente de alimentación.
- Proponer el número de platos del equipo (ahora esta variable es un dato).
- Determinar si el condensado es total, parcial o reflujo total.
- Definir las presiones en el condensador y en el rehervidor.
- Especificar la relación de reflujo $R=L/D$.
- Especificar el flujo de destilado.
- Calcular las corrientes de destilado y fondos así como de las corrientes de energía.

- Conexiones.- Esta vista permite asignar las corrientes involucradas en el equipo, especificar el número de platos, especificar el plato de alimentación y las corrientes de enfriamiento en el condensador y de calentamiento en el rehedvidor.
- Monitor.- Esta página es, en principio, utilizada para editar especificaciones, monitorear la convergencia de la columna, y mostrar gráficos de temperatura, presión y flujo.
- Especificaciones.- Permite adicionar, borrar, editar y/o cambiar las especificaciones que por omisión el sistema ya presenta de acuerdo a una plantilla dada. Estas especificaciones son variables que se definen previas a los cálculos y pueden ser relación de reflujo, cantidad de producto destilado, cantidad de producto de fondos, composiciones de productos, etc.
- Parámetros.- Aquí se establecen algunos parámetros para resolver la columna, tales como: Número máximo de iteraciones, tolerancias de error, introducción de resultados como estimaciones iniciales, etc.

El detalle se encuentra documentado en el manual correspondiente del simulador (ref No.13).

En el Capítulo V se incluye un ejemplo ilustrativo de simulación:

2.3. ESQUEMAS DE SALIDA.

Una vez concluida la introducción de información y el procesamiento de la misma mediante las teorías, algoritmos, y métodos de cálculo adecuados, la obtención de resultados a través de reportes y diagramas es el paso final de este sistema de la misma manera que se lleva a cabo en cualquier sistema de proceso o de información.

El simulador cuenta con una potente herramienta de emisión de reportes que permite personalizar los mismos de acuerdo a las necesidades específicas del proceso y del usuario.

El punto de partida para el desarrollo de la Ingeniería Básica de un proyecto es sin duda alguna el diagrama de flujo de proceso, el balance de materia y energía y las especificaciones del equipo y corrientes de materia y energía principales del proceso.

Atendiendo a lo anterior es importante emitir el diagrama de flujo de proceso, un reporte del balance de materia y energía, hojas de las especificaciones de equipo principal y de corrientes de materia y energía.

- **Impresión del DFP y Balances de Materia y Energía .**

Como ya se indicó este es el diagrama del cual depende una gran cantidad de documentos y cálculos posteriores. A diferencia de los cálculos manuales cabe resaltar que efectuar cambios resulta sumamente sencillo, seguro y rápido considerando que estos cálculos son ejecutados de inmediato una vez que el proceso se encuentre perfectamente definido (cero grados de libertad).

En el menú se muestra una opción que corresponde al diagrama de flujo de proceso que dice "Print PFD", comando que permite imprimir todo lo que esté contenido en la ventana del diagrama y todas las tablas que se hayan incluido (tablas de balance de materia y energía, tablas conteniendo información diversa, etc.). La impresión se ejecuta de manera automática.

- **Impresión de Operaciones (Equipos).**

Para imprimir hojas de especificación de algún equipo, es necesario tener activado la vista de la operación o equipo, entonces el sistema muestra tres opciones: especificación total (full), general (general) y básica (basic). La total imprime la especificación completamente incluyendo las propiedades para las corrientes de alimentación y productos, así como otros parámetros. La general que incluye parámetros operacionales y solamente algunas propiedades de las corrientes. En la básica no se incluyen propiedades.

- **Impresión de Corrientes de Materia y Energía.**

Al imprimir el diagrama de flujo de proceso pueden ser incluidas algunas tablas que contienen información del balance de materia y energía, sin embargo, es posible imprimir las hojas de especificación de las corrientes de materia en donde se puede incluir la totalidad de las variables y corrientes. Ocurre lo mismo con el balance de energía, es posible imprimir las hojas de especificación con los detalles del balance de energía.

- **Creación de Reportes Especiales con el Administrador de Reportes.**

Es posible crear reportes personalizados mediante el administrador de reportes para lo cual se accesa la vista "constructor de reportes" que contiene dos páginas, contenido y configuración.

CONTENIDO.- Muestra a su vez dos grupos denominados, fuente de especificaciones y especificaciones disponibles.

Fuente de especificaciones.- Este grupo contiene cuatro botones que permiten seleccionar los objetos por nombre, o todos los objetos de un cierto tipo, seleccionar un diagrama completo o algún servicio.

Especificaciones disponibles.- En este recuadro se muestran las especificaciones que se encuentran disponibles de las cuales puede ser seleccionada una que convenga a los propósitos del reporte.

CONFIGURACIÓN DE PÁGINA.- Esta página permite especificar las características que se desean en el reporte, tales como sombreado, bordes, numerado de líneas, ancho de línea, márgenes, tamaños de papel, etc.

En el capítulo siguiente se presentan en forma detallada los formatos de esquemas de salida para modelos tridimensionales.

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO III

VÍNCULOS CON MODELOS TRIDIMENSIONALES

**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

III.- VÍNCULOS CON MODELOS TRIDIMENSIONALES.

3.1 ¿Por qué utilizar modelos tridimensionales?

Pemex-Refinación ha incluido recientemente en sus contratos y bases de licitación (particularmente el Anexo AP referente a las especificaciones técnicas para el control de proyectos) algunas cláusulas que se refieren a la exigencia de manejar lo que esta empresa ha denominado “Maqueta Electrónica Tridimensional Inteligente” en el marco de una nueva filosofía de calidad en la Ingeniería y construcción de sus plantas, para cumplir con los más estrictos requisitos de calidad, además de permitir una optimización de costos al anticiparse a solución de problemas en la construcción.

Pemex-Refinación ha solicitado de manera explícita lo que a continuación se transcribe:

“El contratista debe proporcionar los documentos derivados de la Maqueta Electrónica Tridimensional Inteligente y los no derivados de esta tales como análisis, cálculos (simulaciones) así como un índice de todos estos documentos y planos a ser considerados para revisión”.

“En términos generales, el Contratista se obliga a entregar al Propietario la Maqueta Electrónica Tridimensional Inteligente con toda la información que el propietario requiera, su integración en archivos magnéticos u ópticos con los formatos indicados para que puedan ser leídos por los sistemas del Propietario”

La experiencia ha revelado que el puente que existe entre la Ingeniería y la construcción de una planta es a menudo difícil de transitar ya que desde el gabinete de diseño de Ingeniería se tiene una perspectiva distinta que desde un punto situado en el campo y viceversa desde un punto situado en el campo no se tiene la visión del diseño teórico. Por lo anterior los modelos tridimensionales representan un sólido puente que permite un acercamiento y por ende un entendimiento mejor al conjuntar ambas perspectivas en una etapa en la que es posible hacer cambios en Ingeniería que aún no repercuten en la construcción reduciéndose de esta manera enormemente los costos.

Un modelo tridimensional debe permitir hacer chequeos cruzados de todas las especialidades evitando (mediante una visión anticipada) interferencias entre los objetos de equipos, tuberías, estructuras, charolas eléctricas y problemas de espacio en la construcción. Además debe permitir ver el estado de avance que se tiene en el sitio de la obra, es decir debe ser un modelo dinámico.

Adicionalmente a lo anterior un modelo tridimensional es la expresión espacial de la Ingeniería en todas sus especialidades y como tal debe estar vinculada a los documentos fuente de la información que contiene, es decir, si el modelo tridimensional presenta información acerca de algunos equipos, tuberías, instrumentos, etc. entonces las memorias de cálculo, especificaciones, planos, requisiciones, órdenes de compra, dibujos de fabricante, etc. de los mismos deberán estar vinculados de tal suerte que el modelo se convierta en una biblioteca electrónica que contenga toda esta información mencionada. Así mismo, en estas condiciones esta información es susceptible de ser editada, modificada e impresa.

3.2 Salida de reporte a un archivo de texto.

El vínculo que de manera natural y atendiendo a los requerimientos específicos de Pemex-Refinación, se establece entre el modelo tridimensional y un simulador de procesos, es solamente el resultado de la simulación, es decir, características de equipo, tubería, accesorios y válvulas, instrumentación, etc., tales como especificaciones de equipo, flujos manejados en las corrientes de materia o energía, composición de las corrientes, características físicas y químicas de las sustancias manejadas, condiciones de presión y temperatura además de los respectivos balances de materia y energía, capacidad, tipo de equipo, etc.

Lo anterior como consecuencia de que tener acceso a la simulación a través de los equipos, tuberías, accesorios, válvulas o instrumentos de la maqueta electrónica sería tanto como tener inmerso en ella el software de simulación para que a través de cada objeto se iniciara una sesión de simulación.

Debido a que una operación conjunta de la maqueta y el simulador no se justifica, se prepara la información resultado de la simulación en reportes y bases de datos relacionales para ser conectados al modelo tridimensional de manera automática permitiendo efectuar revisiones a los resultados de la simulación.

Es posible establecer diferentes bases de datos para:

- Balances de materia y energía (BME.DBF)
- Lista de equipo (ListEq.DBF)
- Corrientes de materia (TubMat.DBF)
- Corrientes de energía (TubEne.DBF)
- Hojas de datos columnas (HDCol.DBF)
- Hojas de datos reactores (HDReact.DBF)
- Hojas de datos cambiadores de calor (HDCamCal.DBF)
- Hojas de datos bombas (HDBomba.DBF)

De la misma manera es posible enviar reportes a archivos de texto con un formato delimitado por comas para que posteriormente mediante un software adecuado (digamos excel) pueda ser convertido en bases de datos con campos y registros que puedan ser leídos por el software de maquetas electrónicas.

Un ejemplo de la información preparada por el simulador es como a continuación se indica (caso particular del diseño de una torre de destilación):

```

,
, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
,
, Date/Time: Sun Apr
30 14:21:00 2000

```

T100 (Distillation): Design, Output, Side Ops, Worksheet, Performance, Flowsheet, Dynamics, Profiles

Distillation: T100 @Main,

CONNECTIONS

```

Inlet Stream
STREAM NAME , Stage , FROM UNIT OPERATION
ReheCol4, Reboiler,
FondV100c, 5_Main TS, E-100 Heater
Outlet Stream
STREAM NAME , Stage , TO UNIT OPERATION
CondCol4, Condenser,
ProdDestCol4, Condenser, MIX-100 Mixer
ProdFondCol4, Reboiler, T-101 Distillation
MONITOR

```

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate
Reflux Ratio,	5.000,	5.000,	-7.210e-06,	0.01000,	0.01000,	On,	On
Distillate Rate,	514.0 lbmole/hr,	514.0 lbmole/hr,	-6.677e-06,	0.01000,	2.205 lbmole/hr,	On,	On
Reflux Rate,	LL,	2570 lbmole/hr,	LL,	0.01000,	2.205 lbmole/hr,	Off,	On
Btms Prod Rate,	LL,	65.89 lbmole/hr,	LL,	0.01000,	2.205 lbmole/hr,	Off,	On

Column Specification Parameters

```

Reflux Ratio
Stage: Condenser, Flow Basis: Molar, Liquid Specification: LL,
Distillate Rate

Stream: ProdDestCol4, Flow Basis: Molar,
Reflux Rate

Stage: Condenser, Flow Basis: Molar, Liquid Specification: LL,
Btms Prod Rate

Stream: ProdFondCol4, Flow Basis: Molar,
User Variables

```

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet: T100 (COL4), Number of Stages: 10

Profile Estimates

	Temperature, (F)	Net Liquid, (lbmole/hr)	Net Vapour (lbmole/hr)
Condenser,	40.73,	2570,	6.285e-06
1_Main TS,	215.6,	2740,	3084
2_Main TS,	244.1,	2455,	3254
3_Main TS,	295.4,	2254,	2969
4_Main TS,	327.9,	2264,	2768
5_Main TS,	339.2,	2184,	2778
6_Main TS,	351.9,	2221,	2119
7_Main TS,	354.9,	2230,	2155
8_Main TS,	356.1,	2234,	2164
9_Main TS,	356.9,	2231,	2168
10_Main TS,	359.0,	2117,	2166
Reboiler,	395.0,	65.89,	2051

EFICIENCIAS

Stage Efficiencies							
Stages	Overall Efficiency	MEAmine	TEAmine	DEAmine	C2Oxide		
Ammonia							
Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
1_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
2_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
3_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
4_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
5_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
6_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
7_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
8_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
9_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
10_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Stages Overall Efficiency, H2O							
Condenser	1.000	1.000					
1_Main TS	1.000	1.000					
2_Main TS	1.000	1.000					
3_Main TS	1.000	1.000					
4_Main TS	1.000	1.000					
5_Main TS	1.000	1.000					
6_Main TS	1.000	1.000					
7_Main TS	1.000	1.000					
8_Main TS	1.000	1.000					
9_Main TS	1.000	1.000					
10_Main TS	1.000	1.000					
Reboiler	1.000	1.000					

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out
 Solving Options , Acceleration Parameters
 Maximum Iterations: 100.0 , Accelerate K Value & H Model Parameters: Off
 Equilibrium Error Tolerance: 1.000e-05
 Heat/Spec Error Tolerance: 0.0005000
 Save Solutions as Initial Estimate: On
 Super Critical Handling Model: Simple K
 Trace Level: Low
 Init from Ideal K's: Off , Damping Parameters
 Initial Estimate Generator Parameters , Azeotrope Check: Off
 Iterative IEG (Good for Chemicals): Off , Fixed Damping Factor: 1.000

SIDE STRIPPERS
 SIDE RECTIFIERS
 PUMP AROUNDS

VAP BYPASSES

PROPERTIES

Properties : FondV100c	Overall	Vapour Phase		
Vapour/Phase Fraction	1.000	1.000		
Temperature: (F)	529.9	529.9		
Pressure: (psia)	22.00	22.00		
Molar Flow (lbmole/hr)	579.9	579.9		
Mass Flow (lb/hr)	1.473e+04	1.473e+04		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1043	1043		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-9.064e+04	-9.064e+04		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-3569	-3569		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	42.05	42.05		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.656	1.656		
Heat Flow (Btu/hr)	-5.256e+07	-5.256e+07		
Molar Density (lbmole/ft3)	0.002072	0.002072		
Mass Density (lb/ft3)	0.05263	0.05263		
Std Liquid Mass Density (lb/ft3) , LL		59.49		
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	11.40	11.40		
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4491	0.4491		
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.02327	0.02327		
Viscosity (cP)	0.01513	0.01513		
Surface Tension (dyne/cm)	LL	LL		
Molecular Weight	25.40	25.40		
Z Factor	1.000	1.000		
Properties : ProdDestCol4				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.000	
Temperature: (F)	40.73	40.73	40.73	
Pressure: (psia)	18.00	18.00	18.00	
Molar Flow (lbmole/hr)	514.0	0.0000	514.0	
Mass Flow (lb/hr)	9199	0.0000	9199	

Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 687.5	, 0.0000	, 687.5
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.092e+05	, -2.046e+04	, -1.092e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -6099	, -1201	, -6099
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 5.831	, 48.94	, 5.831
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.3258	, 2.873	, 0.3258
Heat Flow (Btu/hr)	, -5.610e+07	, 0.0000	, -5.610e+07
Molar Density (lbmole/ft3)	, 3.296	, 0.003352	, 3.296
Mass Density (lb/ft3)	, 58.99	, 0.05710	, 58.99
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, 58.46	, 38.30	, 58.46
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 18.30	, 8.419	, 18.30
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 1.022	, 0.4942	, 1.022
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.3300	, 0.01399	, 0.3300
Viscosity (cP)	, 0.9742	, 0.007735	, 0.9742
Surface Tension (dyne/cm)	, 68.77	, LL	, 68.77
Molecular Weight	, 17.90	, 17.04	, 17.90
Z Factor	, 0.001017	, 1.000	, 0.001017
Properties : ProdFondCol4			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction	, 0.0000	, 0.0000	, 1.000
Temperature: (F)	, 395.0	, 395.0	, 395.0
Pressure: (psia)	, 20.00	, 20.00	, 20.00
Molar Flow (lbmole/hr)	, 65.89	, 0.0000	, 65.89
Mass Flow (lb/hr)	, 5529	, 0.0000	, 5529
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 355.4	, 0.0000	, 355.4
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.480e+05	, -8.098e+04	, -1.480e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -1764	, -1304	, -1764
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 27.55	, 57.39	, 27.55
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.3284	, 0.9243	, 0.3284
Heat Flow (Btu/hr)	, -9.753e+06	, 0.0000	, -9.753e+06
Molar Density (lbmole/ft3)	, 0.6306	, 0.002181	, 0.6306
Mass Density (lb/ft3)	, 52.92	, 0.1354	, 52.92
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, 66.84	, 63.66	, 66.84
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 56.51	, 27.71	, 56.51
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 0.6735	, 0.4462	, 0.6735
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.07378	, 0.01354	, 0.07378
Viscosity (cP)	, 0.7502	, 0.007242	, 0.7502
Surface Tension (dyne/cm)	, 30.13	, LL	, 30.13
Molecular Weight	, 83.91	, 62.09	, 83.91
Z Factor	, 0.003458	, 1.000	, 0.003458
SUMMARY			

Tray Summary

Flow Basis: Molar	Temp. (F)	Pressure (psia)	Liquid (lbmole/hr)	Vapour (lbmole/hr)	Reflux Ratio: 5.000 Feeds (lbmole/hr)	Draws (lbmole/hr)	Duties (lbmole/hr)
(Btu/hr)							
Condenser	40.73	18.00	2570	LL	LL	514.0	L, -5.899e+07
1 Main TS	215.6	18.00	2740	3084			LL
2 Main TS	244.1	18.22	2455	3254			LL
3 Main TS	295.4	18.44	2254	2969			LL
4 Main TS	327.9	18.67	2264	2768			LL
5 Main TS	339.2	18.89	2184	2778	579.9	V	LL
6 Main TS	351.9	19.11	2221	2119			LL
7 Main TS	354.9	19.33	2230	2155			LL
8 Main TS	356.1	19.56	2234	2164			LL
9 Main TS	356.9	19.78	2231	2168			LL
10 Main TS	359.0	20.00	2117	2166			LL
Reboiler	395.0	20.00	LL	2051	LL	65.89	L, 4.563e+07
SETUP							

Sub-Flowsheet

Feed Streams	External Stream	Transfer Basis	Product Streams	Internal Stream	External Stream	Transfer
Internal Stream						
Basis						
ReheCol4	ReheCol4 @Main	None Req'd	CondCol4	CondCol4 @Main	None	
Req'd						
FondV100c	FondV100c @Main	P-H Flash	ProdDestCol4	ProdDestCol4 (H2O) @Main	P-H	
Flash			ProdFondCol4	ProdFondCol4 @Main	P-H Flash	
			** New **			

VARIABLES

Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description
-------------	----------	-----------	-------------

DYNAMICS

Vessel Dynamic Specifications

Vessel	Reboiler	Condenser
Diameter (ft)	3.914	3.914
Height.0 (ft)	5.871	5.871

```

Volume.0 (ft3)           , 70.63           , 70.63           ,
Liquid Volume Percent (%) , 50.00           , 50.00           ,
Level Calculator         , Horizontal cylinder , Horizontal cylinder ,
Fraction Calculator      , Use levels and nozzles , Use levels and nozzles ,
Vessel Delta P (psi)    , 0.0000          , 0.0000          ,
Fixed Vessel P Spec (psia) , 20.00           , 18.00           ,
Fixed P Spec Active     , Not Active       , Not Active       ,
Other Equipment in Column Flowsheet
    
```

Holdup Details

	Pressure, (psia),	Volume, (ft3),	Bulk Liquid Volume (ft3)
Condenser,	0.0000,	0.0000,	LL
1__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
2__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
3__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
4__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
5__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
6__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
7__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
8__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
9__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
10__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
Reboiler,	0.0000,	0.0000,	LL

TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES

Column Temperature / Pressure Profile

Column Stage,	Temperature, (F),	Pressure (psia)
Condenser,	40.73,	18.00
1__Main TS,	215.6,	18.00
2__Main TS,	244.1,	18.22
3__Main TS,	295.4,	18.44
4__Main TS,	327.9,	18.67
5__Main TS,	339.2,	18.89
6__Main TS,	351.9,	19.11
7__Main TS,	354.9,	19.33
8__Main TS,	356.1,	19.56
9__Main TS,	356.9,	19.78
10__Main TS,	359.0,	20.00
Reboiler,	395.0,	20.00

Column Flow Profile

Column Stage,	Vapour, (lbmole/hr),	Liquid, (lbmole/hr),	Vapour, (lb/hr),	Liquid, (lb/hr),	Vapour, (barrel/day),	Liquid (barrel/day)
Condenser,	6.285e-06,	2570,	0.0001071,	4.599e+04,	1.187e-05,	3438
1__Main TS,	3084,	2740,	5.519e+04,	5.292e+04,	4125,	3628
2__Main TS,	3254,	2455,	6.212e+04,	7.550e+04,	4315,	5124
3__Main TS,	2969,	2254,	8.470e+04,	1.097e+05,	5811,	7402
4__Main TS,	2768,	2264,	1.189e+05,	1.281e+05,	8089,	8627
5__Main TS,	2778,	2184,	1.373e+05,	1.296e+05,	9315,	8713
6__Main TS,	2119,	2221,	1.241e+05,	1.361e+05,	8357,	9146
7__Main TS,	2155,	2230,	1.306e+05,	1.375e+05,	8790,	9242
8__Main TS,	2164,	2234,	1.320e+05,	1.379e+05,	8887,	9269
9__Main TS,	2168,	2231,	1.324e+05,	1.379e+05,	8913,	9266
10__Main TS,	2166,	2117,	1.323e+05,	1.329e+05,	8910,	8904
Reboiler,	2051,	65.89,	1.273e+05,	5529,	8549,	355.4

Column Properties Profile

Stage,	Surface Tension, (dyne/cm),	Mole Wt., (Vapour),	Mole Wt., (Liquid),	Viscosity (Vapour), (cP),	Viscosity (Liquid) (cP)
Condenser,	68.77,	17.04,	17.90,	0.007735,	0.9742
1__Main TS,	57.46,	17.90,	19.32,	0.009416,	0.3385
2__Main TS,	48.63,	19.09,	30.76,	0.009835,	0.8790
3__Main TS,	34.28,	28.53,	48.68,	0.009944,	1.336
4__Main TS,	27.26,	42.96,	56.55,	0.008458,	1.273
5__Main TS,	25.55,	49.40,	59.33,	0.007844,	1.201
6__Main TS,	23.45,	58.57,	61.26,	0.007030,	1.120
7__Main TS,	22.99,	60.57,	61.66,	0.006879,	1.101
8__Main TS,	22.84,	60.99,	61.75,	0.006855,	1.093
9__Main TS,	22.78,	61.07,	61.79,	0.006856,	1.086
10__Main TS,	23.39,	61.11,	62.77,	0.006877,	1.064
Reboiler,	30.13,	62.09,	83.91,	0.007242,	0.7502

Stage, (Btu/hr-ft-F)	Mass Density, (Vapour) (lb/ft3),	Mass Density, (Liquid) (lb/ft3),	Molar Density, (Vapour) (lbmole/ft3),	Molar Density, (Liquid) (lbmole/ft3),	Thermal Cond. (Vapour)
Condenser,	0.05710,	58.99,	0.003352,	3.296,	0.01399
1__Main TS,	0.04445,	58.40,	0.002484,	3.023,	0.01504
2__Main TS,	0.04607,	54.45,	0.002413,	1.770,	0.01482
3__Main TS,	0.06495,	51.98,	0.002276,	1.068,	0.01483
4__Main TS,	0.09489,	51.23,	0.002209,	0.9059,	0.01393
5__Main TS,	0.1088,	51.12,	0.002203,	0.8616,	0.01355
6__Main TS,	0.1285,	50.77,	0.002194,	0.8287,	0.01287
7__Main TS,	0.1340,	50.68,	0.002212,	0.8218,	0.01277
8__Main TS,	0.1362,	50.63,	0.002234,	0.8200,	0.01277
9__Main TS,	0.1378,	50.60,	0.002257,	0.8189,	0.01279
10__Main TS,	0.1391,	50.70,	0.002277,	0.8078,	0.01283
Reboiler,	0.1354,	52.92,	0.002181,	0.6306,	0.01354

Stage, (Liquid)	Thermal Cond., (Liquid) (Btu/hr-ft-F),	Heat Cap. (Vapour), (Btu/lbmole-F),	Heat Cap. (Liquid), (Btu/lbmole-F),	Heat Cap. (Vapour), (Btu/lb-F),	Heat Cap. (Btu/lb-F)
Condenser,	0.3300,	8.419,	18.30,	0.4942,	1.022
1__Main TS,	0.3813,	9.144,	19.02,	0.5109,	0.9845
2__Main TS,	0.2776,	9.412,	27.52,	0.4929,	0.8946
3__Main TS,	0.1471,	12.71,	42.03,	0.4456,	0.8633
4__Main TS,	0.1024,	18.78,	49.31,	0.4371,	0.8719
5__Main TS,	0.09157,	21.64,	51.49,	0.4381,	0.8678
6__Main TS,	0.08190,	25.75,	53.66,	0.4396,	0.8759
7__Main TS,	0.07990,	26.68,	54.14,	0.4404,	0.8780
8__Main TS,	0.07943,	26.88,	54.26,	0.4408,	0.8788
9__Main TS,	0.07925,	26.94,	54.32,	0.4411,	0.8791
10__Main TS,	0.07890,	26.99,	54.40,	0.4416,	0.8666
Reboiler,	0.07378,	27.71,	56.51,	0.4462,	0.6735

Column Composition Profile : Vapour Mole Fractions

Tray Number	MEAmine	TEAmine	DEAmine	C2Oxide	Ammonia	H2O
Condenser	9.581e-09	9.998e-31	1.194e-20	0.0000	0.9940	
0.005964						
1__Main TS	0.0007217	4.346e-23	2.477e-13	0.0000	0.1515	
0.8478						
2__Main TS	0.02561	9.625e-19	7.976e-11	0.0000	0.02532	
0.9491						
3__Main TS	0.2448	2.153e-14	2.204e-08	0.0000	0.02647	
0.7287						
4__Main TS	0.5799	1.933e-10	2.579e-06	0.0000	0.02836	
0.3917						
5__Main TS	0.7291	8.118e-07	0.0001597	0.0000	0.02824	
0.2425						
6__Main TS	0.9412	1.091e-06	0.0002020	0.0000	0.0002688	
0.05836						
7__Main TS	0.9876	1.159e-06	0.0002115	0.0000	2.410e-06	
0.01216						
8__Main TS	0.9973	1.181e-06	0.0002144	0.0000	2.150e-08	
0.002471						
9__Main TS	0.9993	1.197e-06	0.0002284	0.0000	1.924e-10	
0.0005005						
10__Main TS	0.9991	1.472e-06	0.0007695	0.0000	1.733e-12	
0.0001013						
Reboiler	0.9773	0.0002038	0.02244	0.0000	1.585e-14	
1.972e-05						

Column Composition Profile : Liquid Mole Fractions

Tray Number	MEAmine	TEAmine	DEAmine	C2Oxide	Ammonia	H2O
Condenser	0.0007217	4.346e-23	2.477e-13	0.0000	0.1515	
0.8478						
1__Main TS	0.03028	1.143e-18	9.467e-11	0.0000	0.001659	
0.9681						
2__Main TS	0.2959	2.604e-14	2.665e-08	0.0000	0.0002398	
0.7038						
3__Main TS	0.7120	2.374e-10	3.168e-06	0.0000	0.0002877	
0.2877						
4__Main TS	0.8944	9.961e-07	0.0001960	0.0000	0.0002705	
0.1051						
5__Main TS	0.9304	0.003111	0.009603	0.0000	0.0002607	
0.05660						
6__Main TS	0.9757	0.003059	0.009456	0.0000	2.339e-06	
0.01180						
7__Main TS	0.9851	0.003047	0.009422	0.0000	2.086e-08	
0.002398						
8__Main TS	0.9871	0.003042	0.009422	0.0000	1.868e-10	
0.0004858						
9__Main TS	0.9869	0.003045	0.009955	0.0000	1.682e-12	
9.837e-05						
10__Main TS	0.9651	0.003407	0.03145	0.0000	1.536e-14	
1.917e-05						

```

Reboiler      , 0.5850      , 0.1031      , 0.3119      , 0.0000      , 1.485e-16
1.918e-06
Column Heavy/Light Key Component Ratios Profile

Key Components

Light Key,      Chosen,      Heavy Key,      Chosen
MEAmine,        Off,          MEAmine,        Off
TEAmine,        Off,          TEAmine,        Off
DEAmine,        Off,          DEAmine,        Off
C2Oxide,        Off,          C2Oxide,        Off
Ammonia,        Off,          Ammonia,        Off
H2O,            Off,          H2O,            Off
Component Ratios

Stage,          Vapour,      Liquid
Condenser,      LL,          LL
1__Main TS,    LL,          LL
2__Main TS,    LL,          LL
3__Main TS,    LL,          LL
4__Main TS,    LL,          LL
5__Main TS,    LL,          LL
6__Main TS,    LL,          LL
7__Main TS,    LL,          LL
8__Main TS,    LL,          LL
9__Main TS,    LL,          LL
10__Main TS,   LL,          LL
Reboiler,      LL,          LL
Column K-Values Profile

Tray Number    , MEAmine      , TEAmine      , DEAmine      , C2Oxide      , Ammonia      , H2O
Condenser      , 1.328e-05    , 2.300e-08    , 4.820e-08    , LL           , 6.563        ,
0.007035
1__Main TS     , 0.02383     , 3.802e-05    , 0.002616     , LL           , 91.30        ,
0.8758
2__Main TS     , 0.08656     , 3.696e-05    , 0.002992     , LL           , 84.46        , 1.348
3__Main TS     , 0.3438     , 9.071e-05    , 0.006958     , LL           , 92.00        , 2.533
4__Main TS     , 0.6484     , 0.0001941    , 0.01316      , LL           , 104.8        , 3.728
5__Main TS     , 0.7836     , 0.0002610    , 0.01663      , LL           , 108.3        , 4.285
6__Main TS     , 0.9646     , 0.0003566    , 0.02136      , LL           , 114.9        , 4.946
7__Main TS     , 1.003      , 0.0003804    , 0.02245      , LL           , 115.5        , 5.070
8__Main TS     , 1.010      , 0.0003881    , 0.02276      , LL           , 115.1        , 5.087
9__Main TS     , 1.013      , 0.0003931    , 0.02294      , LL           , 114.4        , 5.088
10__Main TS    , 1.035      , 0.0004319    , 0.02447      , LL           , 112.8        , 5.286
Reboiler      , 1.671      , 0.001977     , 0.07194      , LL           , 106.7        , 10.28
    
```

Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198) ,

Se observa información correspondiente a las conexiones del equipo, resumen de especificaciones, perfiles por plato de algunas de las variables de diseño y adicionalmente información sobre las propiedades de cada corrientes, las etapas de alimentación y extracción, además la base sobre la que están expresados los valores de las variables. Esta información es la requerida posteriormente en las hojas de datos de los equipos

3.3.- Formatos de Bases de Datos para Modelos Tridimensionales.

El reporte anterior es la salida directa del simulador de procesos, sin embargo, será necesario disponer la información en formatos de bases de datos relacionales de acuerdo a lo requerido por el modelo tridimensional inteligente, que generalmente es una tabla conteniendo los campos, descripción de cada campo, tipo de dato que contiene y longitud, como se muestra en las tablas que a continuación se presentan.

Lista de Equipo (ListEq.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
TAG	Número de identificación	C	20	---
DESC	Descripción del equipo	C	50	---
CANT	Número de equipos similares requeridos	N	2	---
CAPACID	Capacidad	N	10	2
MATCONS	Materiales de Construcción	C	30	---
REQCIME	Requerimientos de cimentación para el equipo	C	10	---
HD	Hoja de datos del equipo	C	12	---
DTI	DTI en donde se encuentra	C	12	---
PLG	PLG donde se encuentra	C	12	---
BME	Balance de materia y energía del equipo	C	12	---

Balance de materia y energía (BME.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
CORRIENTE	Corriente de entrada	C	50	---
PRESION	Presión de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
TEMPERAT	Temperatura de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
FASE	Fase sólida, líquida, vapor	C	3	---
Xi....Xn	Composición (%peso) componente i de la corriente en fase líquida	N	8	6
Yi....Yn	Composición (%peso) componente i de la corriente en fase vapor	N	8	6
xi....xn	Composición (% mol) componente i de la corriente en fase líquida	N	8	6
yi....yn	Composición (%mol) componente i de la corriente en fase vapor	N	8	6
FMASICO	Flujo másico	N	10	2
FLUJOVOL	Flujo volumétrico	N	10	2

Tubería M Corrientes de Materia (TubMat.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
LINEA	Número de Línea	C	50	---
PRESION	Presión de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
TEMPERAT	Temperatura de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
FASE	Fase sólida, líquida, vapor	C	3	---
DENSIDAD	Densidad de la corriente	N	10	2
FMASICO	Flujo másico	N	10	2
FLUJOVOL	Flujo volumétrico	N	10	2
VISC	Viscosidad de la corriente	N	10	2
AISLAM	Características del aislamiento	C	30	---

Tubería E Corrientes de Energía (TubEne.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
LINEA	Número de Línea	C	50	---
PRESION	Presión de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
TEMPERAT	Temperatura de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
FASE	Fase sólida, líquida, vapor	C	3	---
Q	Calor de la corriente	N	10	2

Hoja de Datos Columna (HDCol.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
TAG	Identificación del equipo	C	20	---
TIPO	Tipo de columna	C	30	---
Pf	Presión de la corriente de alimentación	N	10	2
Tf	Temperatura de la corriente de alimentación	N	10	2
Px	Presión de la corriente del fondo de la torre	N	10	2
Tx	Temperatura de la corriente del fondo de la torre	N	10	2
Py	Presión de la corriente del domo de la torre	N	10	2
Ty	Temperatura de la corriente del domo de la torre	N	10	2
NPLATOS	Número de platos teóricos	N	3	---
Fi...Fn	Composiciones en la alimentación	N	8	6
Xi...Xn	Composiciones en el fondo de la torre	N	8	6
Yi...Yn	Composiciones en el domo de la torre	N	8	6
REFLUJO	Realación de reflujo	N	10	2
DEST	Flujo de destilado	N	10	2

Hoja de Datos Reactor (HDReact.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
TAG	Identificación del equipo	C	20	---
VOL	Volumen	N	10	2
TIPO	Continuo, lotes, etc	C	30	---
Eft,.... Efn	Eficiencia	N	6	2
Qr	Calor de reacción	N	10	2
R1....., Rn	Velocidad de reacción	N	10	2

Hoja de Datos Cambiador de Calor (HDCamCal.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
TAG	Número de Línea	C	20	---
TIPO	Tipo de cambiador de calor	C	30	---
Qt	Carga térmica	N	10	2
COREN	Corriente de proceso o servicio que entra al cambiador	C	10	---
CORSAL	Corriente de proceso o servicio que sale del cambiador	C	10	---
FCOREN	Flujo de COREN	N	10	2
FCORSAL	Flujo de CORSAL	N	10	2
TentFcal	Temperatura de entrada del fluido caliente	N	10	2
TsalFcal	Temperatura de salida del fluido caliente	N	10	2
TentFfri	Temperatura de entrada del fluido frío	N	10	2
TsalFfri	Temperatura de salida del fluido frío	N	10	2
Pop	Presión de operación del equipo	N	10	2
Pdiseno	Presión de diseño	N	10	2
DeltaP	Caida de presión en el equipo	N	10	2
Fensc	Factor de ensuciamiento	N	10	2

Hoja de Datos Bombas (HDBomba.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
TAG	Identificación del equipo	C	20	---
TIPO	Tipo de bomba	C	30	---
Qv	Gasto volumétrico	N	12	2
Qm	Gasto másico	N	12	2
Hssuc	Carga estática de succión	N	10	2
Hdesc	Carga estática de descarga	N	10	2
Hdsuc	Carga dinámica de succión	N	10	2
Hddesc	Carga dinámica de descarga	N	10	2
Hf	Pérdidas por fricción	N	10	2
CDT	Carga dinámica total	N	10	2
Pvap	Presión de vapor de fluido manejado	N	10	2
Hv	Carga de velocidades (energía cinética)	N	10	2
NPSH	Carga neta positiva de succión	N	10	2
P	Presión absoluta	N	10	2
BHP	Potencia al freno	N	10	2

A continuación se incluyen formatos de salida de diversos equipos y su transformación en formato DBF para ser integrados al modelo tridimensional inteligente mediante las herramientas de integración "Integration Tools".

Estas formas de salida aún requieren ser automatizadas y representan el paso siguiente en las salidas del simulador.

BASES DE DATOS PARA MODELOS TRIDIMENSIONALES (EJEMPLO ETANOLAMINAS)

BME.DBF

CORRIENTE	PRECION	TEMPERAT	FASE	X1	X2	X3	X4	X5	X6	Y1	Y2	Y3	Y4	Y5	Y6	FMASICO	FLUJOVOL
AlimProdR100	132.20	30.01	LIC	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								8321.00	
AlimV100a	132.20	30.01	LIC	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								15670.00	
AlimV100b	132.20	115.50	LIC	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600		0.061300	0.032400	0.010700	0.206100	0.087600		15670.00	
AlimV100c	25.00	80.01	LV														
Calor100																	
CondCo12																	
CondCo14																	
CondCo11																	
DomTK100	132.20	30.01	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600					0.994000	0.016000		0.00	
DomV100	25.00	80.01	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600							0.994000	541.20	
FondTK100	132.20	30.01	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								9321.00	
FondTK101	25.00	80.01	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								753.00	
FondTK102	10.00	317.70	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								2169.00	
FondTK103	10.00	409.60	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								978.60	
FondTK104	10.00	671.80	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								14730.00	
FondV100	25.00	80.01	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								14730.00	
FondV100a	25.00	80.02	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								753.00	
FondV100b	22.00	629.50	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600									
FondV100c	22.00	80.01	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600									
H2O2ALMAC	25.00	80.01	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								188.20	
H2O2EBC	25.00	80.01	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								2331.00	
ProdReacC100(MEA)	10.00	317.70	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								2169.00	
ProdReacC100(MEA)	10.00	409.60	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								978.60	
ProdReacC100(MEA)	10.00	671.80	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								14730.00	
ProdReacC101	10.00	317.70	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								9321.00	
ProdReacC102	10.00	409.60	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								529.00	
ProdReacC103	10.00	671.80	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								578.60	
ProdReacC104	10.00	939.00	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								24999.00	
ProdReacC105	10.00	939.00	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								8337.00	
ProdReacC106	10.00	939.00	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600									
RECIRCAMONIA	10.00	40.93	LV														
ReincCo1																	
ReincCo2																	
ReincCo4																	
VapCalAlimV100																	
vapR100	132.20	30.01	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								0.00	
vapTK101	25.00	80.01	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								0.00	
vapTK102	10.00	317.70	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600		0.061300	0.032400	0.010700	0.995500	0.016000		0.00	
vapTK103	10.00	409.60	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								0.00	
vapTK104	10.00	671.80	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								0.00	

ListEq.DBF

TAG	DESC	CANT	CAPACID	UNIDADES	MATCONS	RECQIME	HD	DTI	PLG	BME
T100	TORRE DE DESTILACION DE AGUA	1	9195.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
T101	TORRE DE DESTILACION DE MEA	1	2381.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
T102	TORRE DE DESTILACION DE DEA	1	2168.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
R100	REACTOR ETANOLAMINAS (CORRE DE Etileno/ Amoniac)	1	2499.00	lb/hr	A.L.	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
E100	BOMBA DE ALIMENTACION AL TREN DE DESTILACION	2	14730.00	MMBTU/hr	A.C. recubrimiento metal	NO		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
E101	PRECALENTADOR CORRIENTE ALIMENTACION A V100	1	1.15	MMBTU/hr	A.G./A.C. recubrimiento en lit.	NO		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
M100	MEZCLADOR DE CORRIENTES RECIRCULACION AMONIAO	1	9387.00	lb/hr	A.C./A.C. recubrimiento metal	NO		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
V1V-100	VALVULA DE CONTROL ALIMENTACION A V100	1	15870.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	NO		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
BIFURCACION DE CORRIENTE DE SALIDA DOMO V-100		1	2499.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	NO		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
TANQUE ALMACENAMIENTO AMONIAO A RECIRCULAR		1	300.00	mtcbicos	A.C. recub. epoxico	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
TANQUE ALMACENAMIENTO MEA		1	17.00	mtcbicos	A.C. recub. epoxico	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
TANQUE ALMACENAMIENTO DEA		1	26.00	mtcbicos	A.C. recub. epoxico	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
TANQUE ALMACENAMIENTO MEA		1	22.00	mtcbicos	A.C. recub. epoxico	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
TANQUE ALMACENAMIENTO TEA		1	10.00	mtcbicos	A.C. recub. epoxico	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
SEPARADOR DE AMONIAO TREN DE AGUA		1	15670.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100

**BASES DE DATOS PARA MODELOS TRIDIMENSIONALES
(EJEMPLO ETANOLAMINAS)**

TubMat.DBF

LINEA	PREISION	TEMPERAT	FASE	DENSIDAD	FMASICO	FLUJOVOL	VISC	ASLAM
01-100-2-ESP-01	30.00	200.00	LIQ	1.10	15000.00	20000.00	1.00	FIBRA VIDRIO

TubEne.DBF

LINEA	PREISION	TEMPERAT	FASE	Q
01-100-2-ESP-01	30.00	200.00	LIQ	5000000.000

HDCol.DBF

TAG	TIPO	PF	TF	PX	TX	PY	TY	NPLATOS	F1	F2	F3	F4	F5	F6
T-100	PLATOS (Presion)	22.00	529.90	18.00	40.73	20.00	395.00		0.067100	0.035400	0.011700	0.134200	0.751500	0.000000
T-101	PLATOS (Atmosferica)	20.00	395.90	13.00	534.10	10.00	317.70		0.585900	0.311900	0.103700			0.000000
T-102	PLATOS (Vacio)	13.00	534.10	13.00	671.80	10.00	499.80	10	0.748200	0.748200	0.748200			0.000000
V-100	ET. ASH	25.00	80.01	25.00	80.01	25.00	80.01	NA	0.067100	0.037400	0.011700	0.208100	0.887600	0.000000

TAG	TIPO	X1	X2	X3	X4	X5	X6	Y1	Y2	Y3	Y4	Y5	Y6	REFLUJO	DESB
T-100	PLATOS (Presion)	0.505000	0.311900	0.103100	0.000000	0.000000	0.000000	0.000700	0.000000	0.000000	0.151600	0.847800	0.000000	0.00	9195.00
T-101	PLATOS (Atmosferica)	0.748200	0.585900	0.290600	0.000000	0.000000	0.000000	0.002500	0.006500	0.000000	0.011400	0.000000	0.000000	0.00	2381.00
T-102	PLATOS (Vacio)	1.000000	0.800000	0.600000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	2.00	2161.00
V-100	ET. ASH	0.067100	0.035400	0.011700	0.134200	0.231500	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.011600	0.000000	0.00	541.20

HDRReact.DBF

TAG	VOL	TIPO	EF1	EF2	EF3	QR	R1	R2	R3
E-100	33.31	SEMI BATCH	66.00	90.10	100.00	10.00	62.67	10.83	32.77

HD Cam Cal.DBF

TAG	TIPO	QT	CORSA	FOREIN	FCORSA	TENTFCAL	TASIFCAL	TENTFFRI	TSALFFRI	POP	PDISENO	DELTAP	FENSC
E-100	TUBOS Y CORAZA	14.00	Forn01-b	579.00	579.00			80.02	529.90	27.00	57.00	5.00	2.00

HDBomba.DBF

TAG	TIPO	QV	QM	HSSUC	HSDESC	HDSUC	HDDESC	HF	CDT	PVAP	NPSH	P	BHP
P-100	CENTRIFUGA	1043	14730.00	5.00	20.00	7.00	25.00	5.00	35.00	1.00	3.00	16.00	2.00

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO 4.1

Transferencia de Masa (Columnas)

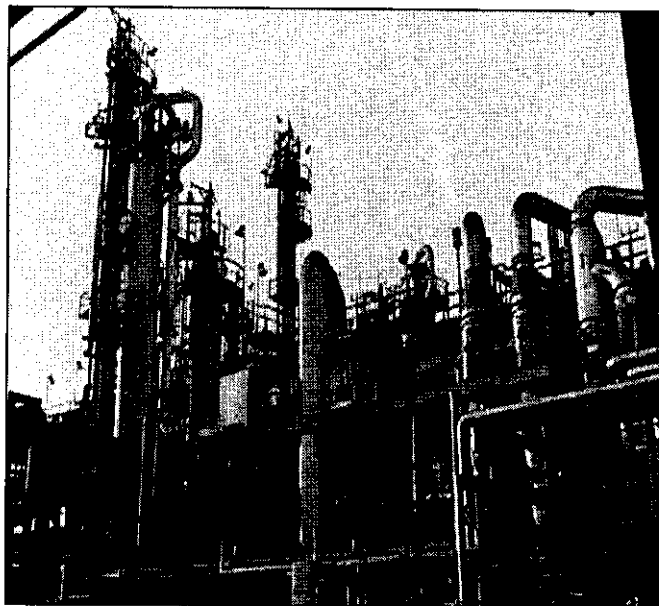
**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES**

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

CAPÍTULO 4.1 Transferencia de Masa (Columnas)

Este capítulo sintetiza los puntos de mayor relevancia a considerar en la simulación y diseño termodinámico de columnas de destilación. No se pretende aquí agotar el tema ya que existen excelentes libros especializados en torres de destilación y artículos de revistas técnicas que cubren con mucho los detalles teóricos de los procesos de transferencia de masa. Sin embargo, lo que se presenta a continuación es un resumen de los



aspectos más importantes expuestos de tal manera que orientados a la simulación de procesos permitan llevar cabo simulaciones con el soporte teórico necesario. De esta manera, se podrán interpretar los cálculos y resultados que se obtengan con el simulador de una manera adecuada.

Llevar a cabo una separación mediante destilación o absorción implica el conocimiento de las propiedades termodinámicas de los componentes de las mezclas, tales como datos de equilibrio resultado de la experimentación o de modelos de equilibrio, conocimiento de coeficientes binarios, propiedades físicas, entalpías de mezclas, calores latentes, etc.

Existen diversos métodos para calcular una torre, sin embargo, todos se basan en balances de materia y energía llevados a cabo en la sección de enriquecimiento, en la sección de agotamiento y en el plato de alimentación.

Por otro lado las características y dimensiones de una torre están definidas por las condiciones y composiciones de la alimentación, el destilado y los fondos, así como de las condiciones de reflujo y los requerimientos de calor y enfriamiento.

Los métodos gráficos de Ponchon y Savarit y de McCabe-Thiele para mezclas binarias son fundamentales para la comprensión del fenómeno de destilación, aún de mezclas multicomponentes. Estos métodos presentan algunas diferencias que los hacen adecuados bajo ciertas circunstancias. Así, si se disponen de datos experimentales de entalpía-composición es posible utilizar el primero de estos métodos y efectuar un diseño más preciso, sin embargo, cuando esta información no está disponible el segundo método resulta adecuado.

Las diferencias estriban en que al carecer de información detallada de entalpías, el trazado de las curvas de operación de las secciones de enriquecimiento y de agotamiento se sustituye por el trazado de sendas rectas, con resultados generalmente satisfactorios.

Método de Ponchon y Savarit

La determinación del número de platos puede efectuarse de manera gráfica para lo cual es necesario en el caso del método de Ponchon y Savarit el trazado de:

- Las curvas de entalpía vs concentración para líquido y vapor saturados;
- La curva de equilibrio con información experimental o resultante de los modelos de equilibrio desarrollados;
- Las curvas de operación de las secciones de enriquecimiento y de agotamiento que como ya se indicó son producto de balances de materia y energía, a través de los cuales se obtienen los puntos de diferencia de masa y calor¹.

A continuación se presenta una lista que permite visualizar en detalle los pasos a seguir para el cálculo de una torre por el presente método.

- Definir las corrientes de alimentación, destilado y fondos de la torre.

¹ Punto de diferencia de la sección de enriquecimiento se denomina a un punto en el diagrama H vs x,y , cuyas coordenadas (Q' , Z_D) representan la diferencia de flujo de calor y la diferencia de flujo del componente i que salen por el domo de la torre respectivamente (ver Fig 1). Se define de manera similar el punto de diferencia de la sección de agotamiento, las ecuaciones que a continuación se presentan explican el por qué se han denominado puntos de diferencia:

$$\begin{array}{ll} G_{n+1} Y_{i(n+1)} - L_n x_n = D z_D & G_{n+1} H_{i(n+1)} - L_n H_{L,n} = D Q' \\ L_m x_G - G_{m+1} y_{m+1} = W x_W & L_m H_{L,m} - G_{m+1} H_{i(m+1)} = W Q'' \end{array}$$

- Trazar las curvas de entalpía-concentración (datos experimentales).
- Trazar la curva de equilibrio (datos experimentales o de modelos de equilibrio).
- Trazar la curva de operación de la sección de rectificación mediante la determinación de los puntos de diferencia de masa y calor.
- Trazar la curva de operación de la sección de agotamiento de manera análoga a la anterior.
- Trazar los platos para determinar el número de los mismos y el plato de alimentación.
- Dimensionar el equipo y desarrollar el diseño mecánico e hidráulico.

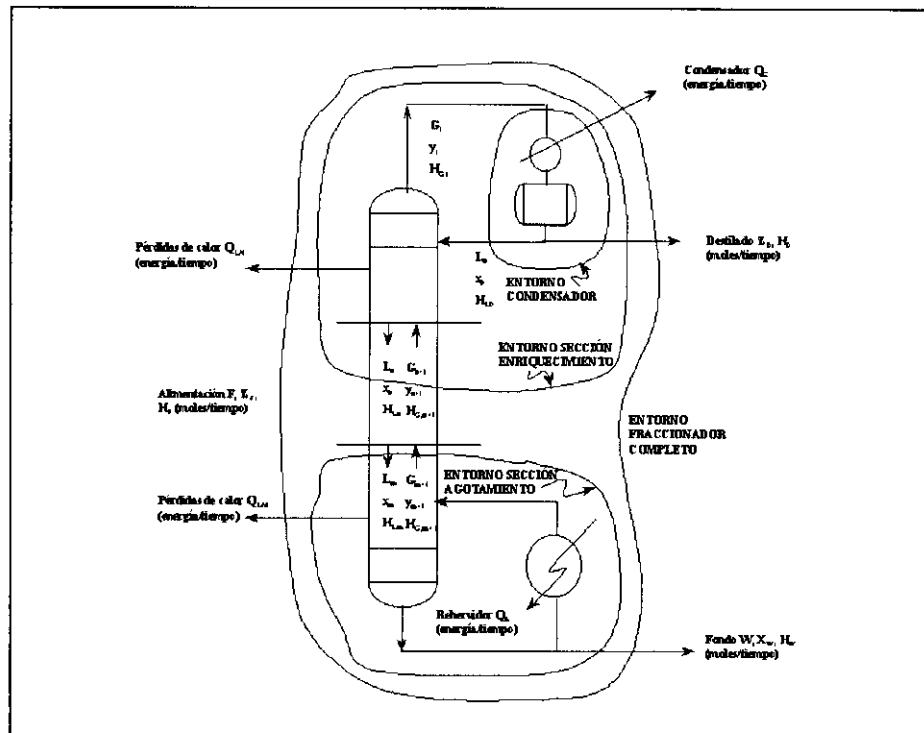


Fig. No.1 Entornos para establecer los balances de materia y energía en las diferentes secciones de una torre de destilación. Sección de enriquecimiento, sección de agotamiento, rehervidor, y fraccionador completo.

ESTA COPIA NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

Método de McCabe-Thiele

Por otro lado utilizando el método de McCabe Thiele la determinación del número de platos puede llevarse a cabo también de manera gráfica mediante el trazado de:

- La curva de equilibrio con información experimental o resultante de los modelos de equilibrio desarrollados;
- La curva de operación (que en este caso es recta) de la sección de enriquecimiento. Ésta se traza desde un punto que se encuentra sobre la línea trazada a 45° y con una composición igual a la del destilado hasta una ordenada al origen resultado de la determinación de la relación de reflujo;
- Recta de las q cuya ecuación es $y=qx / (q-1) - Z_F / (q-1)$, en donde q representa el calor necesario para convertir un mol de mezcla de alimentación (H_F) hasta un vapor saturado (H_G) dividido por el calor latente ($H_F - H_G$).
- La curva (también recta) de operación de la sección de agotamiento. El trazado de esta recta se lleva a cabo a partir del punto ubicado sobre la recta de 45° con una composición igual a la de los fondos, hasta el punto en que se cortan la línea de operación de enriquecimiento y la línea del estado térmico de la alimentación (la línea de las q).

Es importante hacer hincapié en la relación de reflujo óptima que se encuentra entre los límites de la relación de reflujo mínima y la relación de reflujo total.

La relación de reflujo se define como $R = L/D$ en donde L es el líquido que fluye a través de la torre hacia el fondo y D el destilado sacado del equipo. Al especificar una relación de reflujo total significa que D adquiere un valor de cero en tanto que el valor de R se vuelve infinito, por lo que la ordenada al origen de la curva de operación de la sección de enriquecimiento se vuelve cero y en consecuencia las curvas, tanto la de enriquecimiento como la de agotamiento coinciden con la recta a 45° y se obtiene un número de platos mínimo y una cantidad de calor infinita requerida en el rehervidor así como una capacidad infinita de enfriamiento en el condensador para obtener la separación deseada.

Por el contrario si se reduce la relación de reflujo, R tiende a cero y la ordenada al origen de la curva de operación de la sección de enriquecimiento crece hasta que el punto de intersección de esta curva con la recta de las q que define el estado térmico de la alimentación, toca a la curva de equilibrio obteniéndose un número infinito de platos, un mínimo de calor en el rehervidor y un mínimo de capacidad de enfriamiento en el condensador.

A continuación se presenta una lista que permite visualizar en detalle los pasos a seguir para el cálculo de una torre por el presente método.

- Definir las corrientes de alimentación, destilado y fondos de la torre.
- Definir la relación de reflujo $R=L/D$.
- Trazar la curva de operación de la sección de rectificación (recta).
- Trazar la recta del estado térmico de la alimentación.
- Trazar la curva de operación de la sección de agotamiento (recta).
- Trazar platos para determinar el número de los mismos y el plato de alimentación.
- Dimensionar el equipo y desarrollar el diseño mecánico e hidráulico.

Una vez trazadas la gráficas como anteriormente se especificó para ambos métodos, la determinación del número de platos y del plato de alimentación debe hacerse de tal suerte que el número de estos en el equipo sea mínimo y esto se logra al trazar una línea escalonada que va horizontalmente desde el punto sobre la recta a 45° y de composición igual a la del destilado, hacia la curva de equilibrio, en este punto se baja de manera vertical hasta cortar la línea de operación de la sección de enriquecimiento, continuar el proceso de trazado hasta que sea posible cortar de manera vertical con la línea de operación de la sección de agotamiento después de pasar por el punto de intersección de ambas líneas de operación. **El cambio de línea de operación indica el plato de alimentación**, y cada escalón en la línea quebrada representa un plato teórico, quedando determinado lo que se quería calcular (Fig.No.4.1.1).

El proceso de cálculo anterior resulta sumamente elaborado cuando se lleva a cabo de manera manual, no obstante lo anterior resulta un cálculo simplificado cuando se compara con las técnicas para el diseño de columnas para separar mezclas multicomponentes.

Considerando que el simulador ya cuenta con los datos de equilibrio de la mezcla, resultado de una regresión de datos experimentales o bien de una aproximación de las curvas de equilibrio mediante modelos de equilibrio, el cálculo se simplifica enormemente. Asimismo, dado que cuenta con arreglos típicos de columnas y métodos normalizados (Ponchon y Savarit / McCabe-Thiele) de cálculo se establecen los balances de materia y energía correspondientes para determinar las curvas de operación tanto de la sección de rectificación como de la sección de agotamiento. Lo anterior es posible después de haber especificado las condiciones y composiciones de la corriente de entrada, así como de las corrientes de destilado y fondos del equipo, sin dejar de especificar la relación de reflujo.

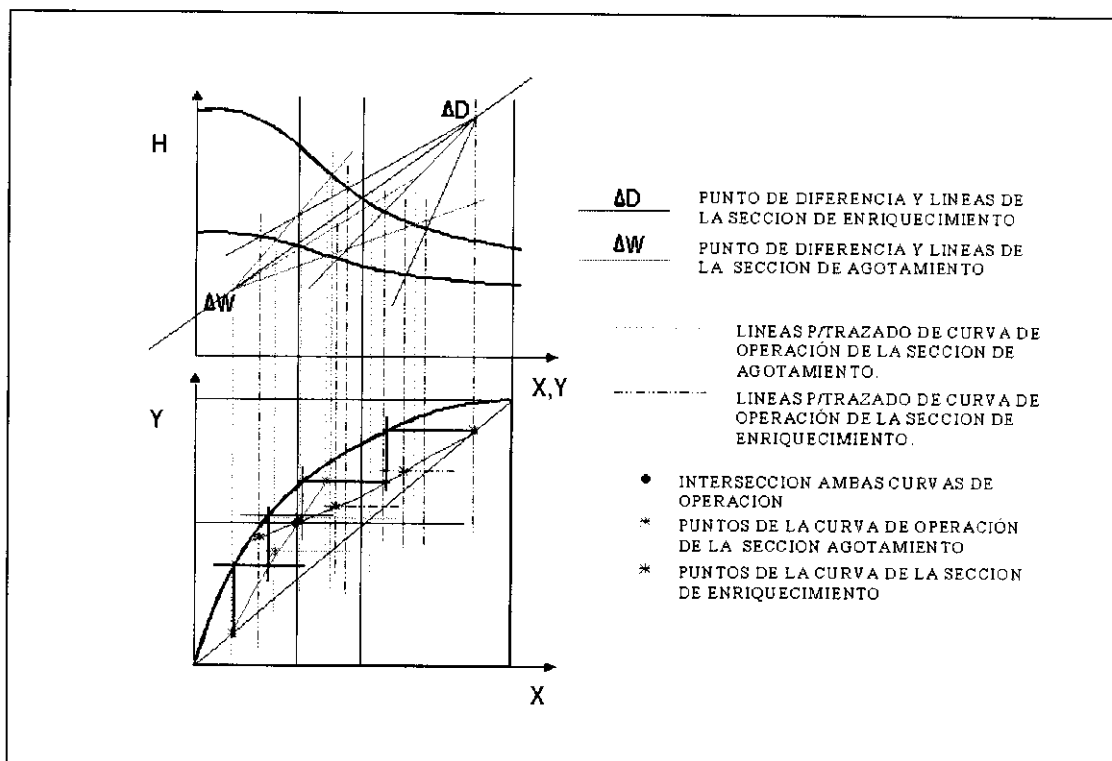
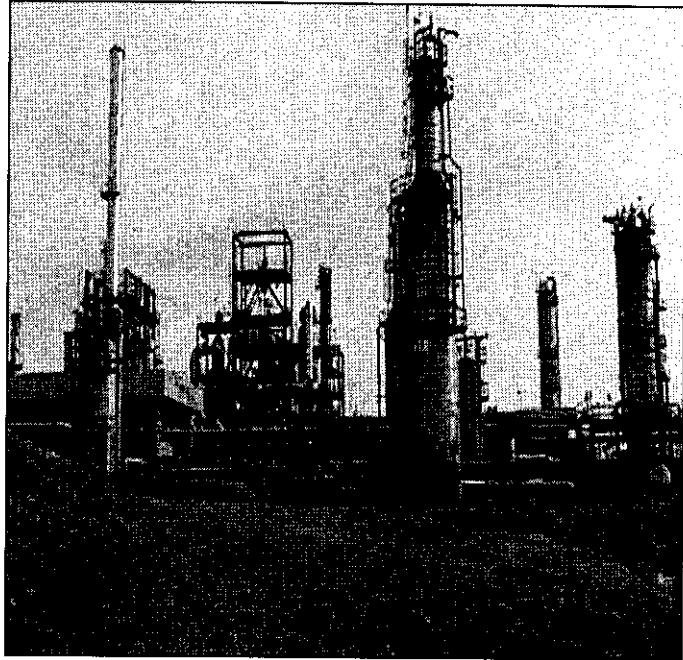


Fig. No.4.1.1

Mezclas de Multicomponentes.

El fundamento teórico para el cálculo de columnas de destilación de mezclas multicomponentes es el mismo que para las mezclas binarias, sin embargo, dada la gran dificultad de disponer de datos experimentales de equilibrio es conveniente expresar estos mediante coeficientes de distribución m_i y resolver el problema iterativamente.



La secuencia consiste en definir los componentes clave ligero y clave pesado para que en función a estos sean calculadas las volatilidades relativas que permiten posteriormente el cálculo de la relación mínima de reflujo, las composiciones en el destilado y fondo y la determinación del plato de alimentación.

Los componentes más volátiles se denominan ligeros mientras que los menos volátiles se denominan pesados. Aquel componente ligero que se encuentra en cantidades apreciables en el residuo se denomina clave ligero, de la misma manera aquel componente pesado que se encuentra en cantidades apreciables en el destilado se denomina clave pesado. Si todos los componentes se encuentran en el residuo en cantidades apreciables entonces aquel más volátil es el que se denomina clave ligero y viceversa si todos los componentes se encuentran en el destilado en cantidades apreciables aquel que es menos volátil se denomina clave pesado, de tal manera que los componentes clave siempre son aquellos que se distinguen del resto de los componentes.

La relación mínima de reflujo viene dada por la ecuación sugerida por Shiras y colaboradores como a continuación se indica

$$x_{i,n}, D / z_i, F = (\alpha_i - 1)(x_{iD}D) / (\alpha_{ik} - 1)(z_{iKF}F) + (\alpha_{ik} - \alpha_i)(x_{iHD}D) / (\alpha_{ik} - 1)(z_{iKF}F)$$

$$\sum \alpha_i z_{iF} F / (\alpha_i - \phi) = F(1 - q)$$

$$\sum \alpha_j x_{jD} D / (\alpha_j - \phi) = D(R_m + 1)$$

Seguido a este cálculo se efectúa el cálculo de la relación de reflujo total mediante la ecuación

$$x_{j,D} D / x_{j,w} W = \alpha_j^{N_m + 1} (x_{jD} D) / (x_{jw} W)$$

En donde $N_m + 1$ está dado por la ecuación de Fenske

$$N_m + 1 = [\log[(x_d / (1 - x_d)) * (1 - x_w) / x_w]] / \log \alpha_{pr}$$

para que con estas dos determinaciones sea calculada la composición de los productos mediante una interpolación.

Finalmente se lleva a cabo la determinación del plato de alimentación.

El método de Thiele y Geddes para el diseño de columnas de destilación de mezclas multicomponentes es uno de los más confiables, éste parte del hecho de que se conocen inicialmente el No. de platos del equipo a diseñar, el plato de alimentación, la relación de reflujo, el perfil de temperaturas a través del equipo, la composición y el estado térmico de la alimentación. Con lo anterior se procede a calcular el destilado y los fondos de manera tabular quedando así resuelto el problema.

Es claro que el diseño de una torre para destilar mezclas multicomponentes exige la utilización de ordenadores que permitan sistematizar y agilizar las operaciones de carácter repetitivo para mostrar los resultados de manera tabular.

Un resumen de la secuencia de cálculo para resolver una columna de destilación de mezclas multicomponentes es:

- Determinación de los componentes clave ligero y clave pesado.
- Determinación de la relación mínima de reflujo .
- Determinación de la relación total de reflujo.
- Determinación de la composición de los productos mediante interpolación de los valores presentados por el reflujo mínimo y total.
- Determinación del plato de alimentación mediante el método de Thiele-Geddes.

En el simulador la secuencia de cálculo permite establecer diferentes corridas, dependiendo de las variables definidas inicialmente y aquellas que quedan por determinarse, un ejemplo de lo anterior es:

- Definir la corriente de alimentación.
- Proponer el número de platos del equipo (ahora esta variable es un dato).
- Determinar si el condensado es total, parcial o reflujo total.
- Definir las presiones en el condensador y en el rehervidor.
- Especificar la relación de reflujo $R=L/D$.
- Especificar el flujo de destilado.
- Calcular las corrientes de destilado y fondos así como de las corrientes de energía.

Se observa que el punto de partida es diferente ya que para el caso de mezclas binarias el cálculo final es la determinación del número de platos en tanto que en el caso de mezclas multicomponentes el cálculo final son las corrientes de destilado y fondos así como las corrientes de energía. Sin embargo, lo que se puede concluir es que lo importante es cubrir los grados de libertad del sistema para que quede definido y entonces efectuar el cálculo de aquellas variables que no fueron definidas inicialmente.

Hojas de Datos de Equipo.

El cálculo termodinámico de torres se lleva a cabo por los métodos arriba mencionados. Este cálculo sienta las bases para un posterior desarrollo de la ingeniería de detalle del equipo de otras especialidades, es decir, el desarrollo del diseño mecánico, diseño hidráulico y diseño térmico.

La obtención de la ingeniería de detalle de otras especialidades diferentes a la de proceso de cada equipo cae fuera del alcance del presente trabajo, sin embargo, debido a que el resultado de esta ingeniería es condensado en las hojas de datos del equipo, que posteriormente sirve para solicitar cotizaciones a fabricantes o proveedores, a continuación se presentan hojas de datos para torres atmosférica (T-100) y de vacío (T-102).

Estas hojas de datos se han considerado ya que son uno de los documentos principales que deberá estar incluido en el modelo tridimensional (3D). Si bien es cierto que en este documento se vierte información que ya ha sido incluida como tabla en los formatos² de transferencia de modelos 3D, es deseable y recomendable contar esta información dispuesta como hoja de datos, de tal suerte que pueda ser consultada, copiada o editada para ser modificada.

En las hojas de datos han sido incluidos grupos que muestran información específica. En el primer grupo se muestran datos resultado de la simulación termodinámica, que es la que compete a este trabajo, tales como el diámetro, la altura, el tipo, las temperaturas de operación y diseño, las presiones de operación y diseño además de alguna información sobre materiales de fabricación.

En un segundo grupo denominado "platos" se incluye información sobre el número de platos, el tipo de estos, el espaciamiento y el material de construcción.

En el grupo "empaques" se incluye el tipo de empaque, la altura de la cama, el peso por cama y los materiales de construcción.

En el grupo denominado "boquillas" se incluye el detalle de éstas como la descripción o el servicio, diámetro o tamaño, cantidad, etc. Al final de la hoja se incluyen dos grupos uno de notas y el otro de cotas aplicables al dibujo.

² En el capítulo III se presentan las tablas de transferencia de información hacia modelos tridimensionales.

Finalmente se tienen dos grupos gráficos en donde se muestra por un lado el cuerpo de la torre, los platos, lechos, boquillas, etc., y por otro una gráfica que muestra los datos de equilibrio entalpía vs concentración (H vs X, Y) y X vs Y para el trazado de los platos. Esta información poco usual en las hojas de datos se ha introducido aquí ya que es el corazón en el diseño de torres y por su gran importancia debe ser información que debe tenerse a la mano.

CLIENTE:	UNAM
PLANTA:	ETANOLAMINAS
LOCALIZACIÓN:	COTAZACOCOCS, VER.
CLAVE DEL EQUIPO:	T-102
SERVICIO:	TORRE DE VACÍO

PROYECTO:	11EP 012600
HOJA:	DE 1
REQ / G.C. No.:	
NO. DE UNIDADES:	UNA

Tipo:	Platos		
Diámetros:	1,193	mm;	Y
Allura Total:	1,789	mm	Faldón (2)
Temperatura de Operación:	Superior	308	°C
Temperatura de Diseño:	Superior	338	°C
Presión de Operación:	Superior	517	mmHg, man.
Presión de Diseño:	Superior	503	kg/cm ² man.
Materiales:	Cuerpo:	A.C. (4)	Cabezas:
Corrosión Permisible:	Rec. int.	(4)	Espesor:
Relevado de Esfuerzos:	Por código	(4)	mm
Aislamiento:	Si, por conservación de calor		

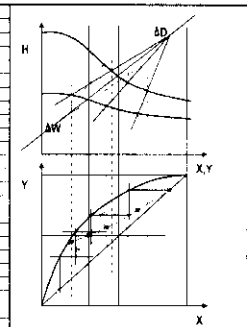
PLATOS				
No.	Tipo	No. de Pasos	Espaciamiento, mm	Material Platos
1-10	Perforado (10)	1	178.9	A.I. 316

EMPAQUES				
No.	Tipo	Altura de Cama, mm	Peso por cama, kg	Material
1A	Grid	1,048	(8)	A.I.

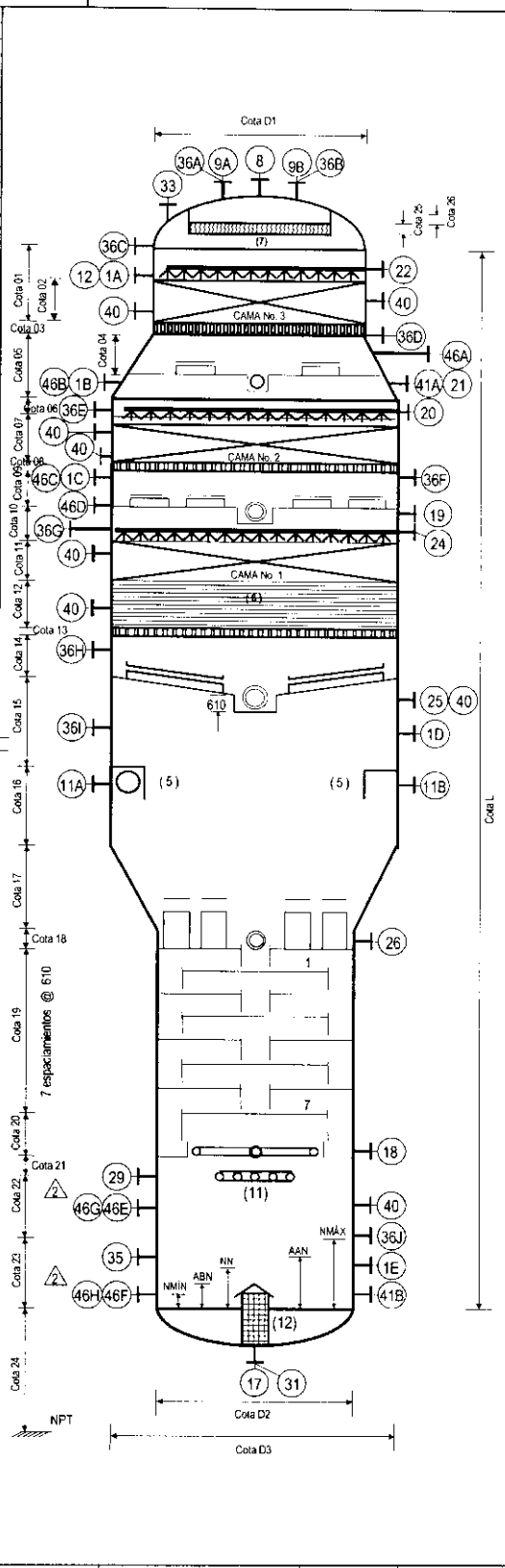
BUCIJILLAS				
Clave	No. Req.	Diám. Nom.	Servicio	
1	1	610	Registro de Hombra	
2	1		Registro de Hombra	
4	1		Registro de Hombra	
5	1		Registro de Hombra	
6	1		Registro de Mano	
7	1		Registro de Mano	
8	1	51	Salida de Vapor a	
9	1	25	Venteo	
10	1	25	A Sistema de Vacío	
11	1	25	Entrada de Reflujo de	CondCo2
12	1		Alimentación de	ProdFondCo2
13	1		Alimentación de	Inhibidor de corrosión
14	1		A (Rehervidor) (Bomba de Rehervidor)	
15	1		De Rehervidor	
16	1		Línea de igualación con	
17	1	25	Salida de	Residuo de Vacío a ProdFondCo2
18	1	25	Retorno de	ReheCo2
19	1		Salida de	a
20	1		Retorno de	a
21	1		Salida de	a
22	1		Retorno de	a
23	1		Salida de	a
24	1		Retorno de	a
25	1	25	Salida de	"Over Flash" a Medidor de Flujo
26	1	25	Retorno de	"Over Flash" de Medidor de Flujo
27	1		Salida de	a
28	1		Retorno de	a
29	1	25	Vapor de Agotamiento	
30	1		Vapor de Agotamiento	
31	1	78	Drenaje	
32	1		Conexión de Muestreo	Enfriador
33	1		Válvula de Seguridad	
34	1		Válvula de Seguridad	
35	1	51	Conexión de Servicio	
36	1	38	Indicador de Presión Diferencial (8)	
37	1		Control de Presión	
38	1		Toma de Presión	
39	1		Control de Presión	
40	1	38	Indicador de Temperatura	
41	1	38	Control de Temperatura	
42	1		Registrador de Temperatura	
43	1		Termopozo	
44	1		Termopozo	
45	1		Instrumentos de Nivel	
46	6	38	Instrumentos de Nivel	
47	1		Instrumentos de Nivel	
48	1		Instrumentos de Nivel	

- Notas:**
- Las acotaciones están en mm
 - Por hidráulica del sistema
 - Estampado ASME
 - Materiales A.C. con 3 mm de tolerancia por corrosión
 - Distribuidor de vapor tipo cuerno; 2 entradas tipo tangencial en direcciones opuestas
 - Empaque tipo Rajilla Giltech Grid, Flexgrid o similar
 - Eliminador niebla alta eficiencia y baja caída de presión tipo "FLEXICHEVRON" (similar)
 - Se requiere medición de P absoluta para obtener P diferencial entre cada cama
 - Por proveedor de empaque
 - Platos resistentes a explosión
 - Distribuidor de vapor tipo ramificado
 - Rajilla

Cotas:		
1) en mm	21)	en mm
2) en mm	22)	en mm
3) en mm	23)	en mm
4) en mm	24)	en mm
5) en mm	25)	en mm
6) en mm	26)	en mm
7) en mm	27)	en mm
8) en mm	28)	en mm
9) en mm	29)	en mm
10) en mm	30)	en mm
11) en mm	31)	en mm
12) en mm	32)	en mm
13) en mm	33)	en mm
14) en mm	34)	en mm
15) en mm	35)	en mm
16) en mm	36)	en mm
17) en mm	37)	en mm
18) en mm	38)	en mm
19) en mm	39)	en mm
20) en mm	40)	en mm



AD
AW



Revisión	U-piel	1							
Fecha	---	1-Jul-00							
Elaborado por	---	LGAM							
Elaborado por	---	JLJK							

CLIENTE: UNAM
PLANTA: ETANOLAMINAS
LOCALIZACIÓN: COTAZACALCÓS, VER.
CLAVE DEL EQUIPO: T-100
SERVICIO: TORRE ATMOSFERICA

PROYECTO: IIEP 012000
HOJA: DE 1
REG. O.C. No:
No. DE UNIDADES: UNA

Tipo: Platos	
Dímetros:	1,193 mm; Y 1,193 mm
Altura Total:	1,789 mm; Faldón (2) mm
Temperatura de Operación:	Superior 180 °C Inferior 278 °C
Temperatura de Diseño:	Superior 198 °C Inferior 306 °C
Presión de Operación:	Superior 931 kg/cm ² man. Inferior 1034 kg/cm ² man.
Presión de Diseño:	3.38 kg/cm ² man.
Materiales:	Cuerpo: A. C. (4) Cabezas: A. C. (4)
Rec. int.:	(4) Espesor: 50 mm
Corrosión Permisible:	Cascarón (4) mm
Relevado de Esfuerzos:	Por código
Aislamiento:	Si, para conservación de calor

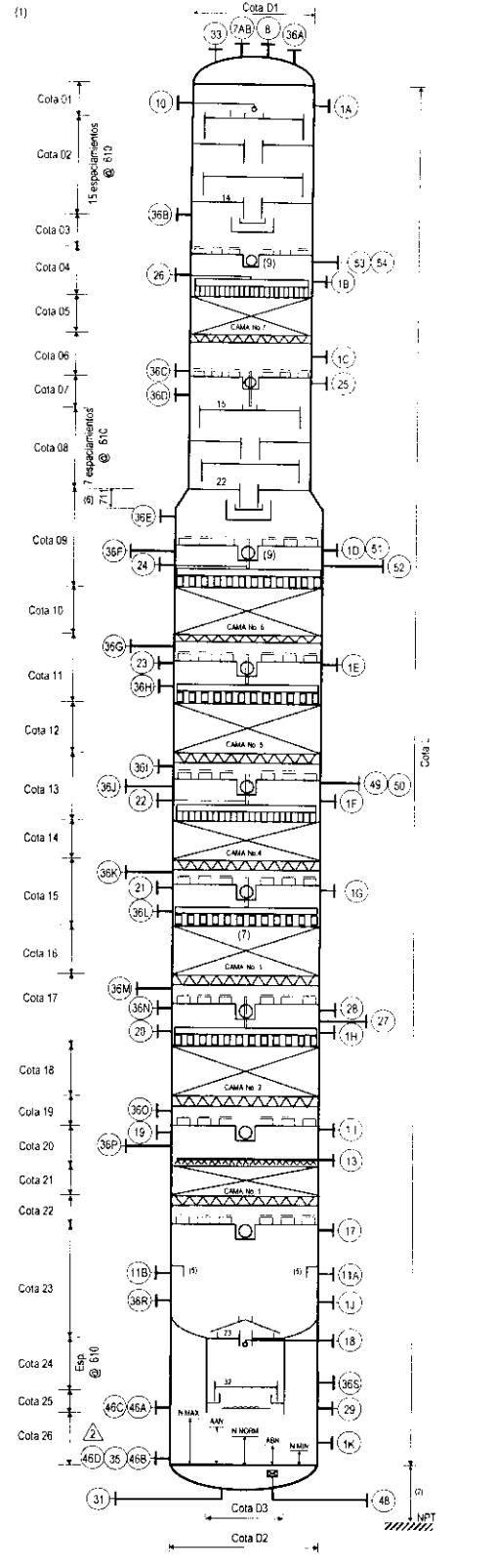
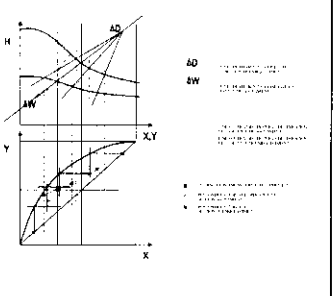
PLATOS					
No. T-10	Tipo	No. de Pasos	Espaciamento, mm	Materiales Platos	Materiales Unidad de Contacto
1	Perforado (18)	1	178.9	A.I. 316	

EMPAQUES				
No.	Tipo	Altura de Cama, mm	Peso por cama, kg	Materiales
1	Estructurado	1,334	(8)	A.I.

BUCALILLAS				
Clave	No. Req.	Diam. Nom.		Servicio
2	1	610		Registro de Hombre
3	1			Registro de Hombre
4	1			Registro de Hombre
5	1			Registro de Hombre
6	1			Registro de Mano
7	1			Registro de Mano
8	1	51		Salida de Vapor a E-10011 A-DE-10012 A-D
9	1			Ventilo
10	1	25		A Sistema de Vacío
11	1	51		Entrada de Reflujo de CondC4
12	1			Alimentación de FondC4
13	1			Alimentación de
14	1			Alimentación de Residuo Atmosferico a H-10002 AB
16	1			De Rehervidor
17	1	78		Línea de Igualación con Salida de Over Flash a Indicador de Flujo
18	1	78		Retorno de Over Flash de Indicador de Flujo
19	1			Salida de
20	1			Retorno de
21	1			Salida de
22	1			Salida de
23	1			Retorno de
24	1			Salida de
25	1			Retorno de
26	1			Salida de
27	1			Retorno de
28	1	25		Salida de
29	1	25		Retorno de Vapor de Agotamiento de H-10001AB
30	1			Vapor de Agotamiento
31	1	25		Ordea
32	1			Conexión de Muestra Enfriador
33	1			Válvula de Seguridad
34	1			Válvula de Seguridad
35	1	51		Conexión de Servicio
36	1	25		Indicador de Presión (10)
37	1			Control de Presión
38	1			Toma de Presión
39	1			
40	1			Indicador de Temperatura
41	1			Control de Temperatura
42	1			Registrador de Temperatura
43	1			Termopozo
44	3	38		
45	1			Instrumentos de Nivel
46	4	51		Instrumentos de Nivel
47	1			Instrumentos de Nivel
48	1	2		Salida de fondos ProfFondC4
49	1			Salida de
50	1			Retorno de

- Notas:
- 1) Acolaciones en mm
 - 2) Por Hidráulica del sistema
 - 3) Estampado ASME
 - 4) Material: A.C. con 5 mm Clad Monal
 - 5) Distribuidor de vapor tipo casumo a especificar por proveedor de empaque
 - 6) A verificar en ingeniería de detalle
 - 7) Distribuidor tipo ramificado con botavillas de aserración para proporcionar una cobertura de 150-200% del área del empaque modelo a ser recomendado por el proveedor del empaque
 - 8) Por Proveedor de Empaque
 - 9) Tapa rotada 90° con respecto a los platos superiores
 - 10) Se requiere medición de presión diferencial en cada cama o sección
 - 11) Platos resistentes a explosión

Cotas:	
1) en mm	21) en mm
2) en mm	22) en mm
3) en mm	23) en mm
4) en mm	24) en mm
5) en mm	25) en mm
6) en mm	26) en mm
7) en mm	27) en mm
8) en mm	28) en mm
9) en mm	29) en mm
10) en mm	30) en mm
11) en mm	31) en mm
12) en mm	32) en mm
13) en mm	33) en mm
14) en mm	34) en mm
15) en mm	35) en mm
16) en mm	36) en mm
17) en mm	37) en mm
18) en mm	38) en mm
19) en mm	39) en mm
20) en mm	40) en mm



Revisión	0-prel	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Fecha										
Elaborado por		LGAM								
Aprobado por										

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO 4.2

Procesos con Reacción (Reactores)

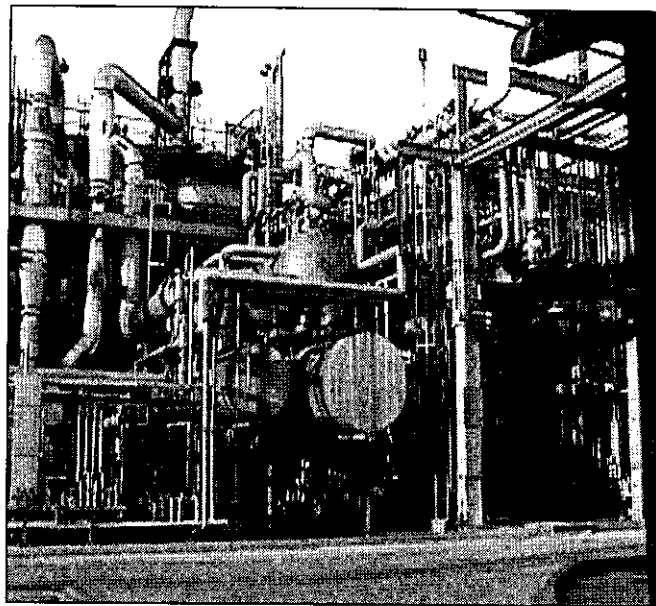
**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTE**

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

CAPÍTULO 4.2 Procesos con Reacción (Reactores).

Este capítulo sintetiza los puntos de mayor relevancia a considerar en la simulación y diseño cinético-termodinámico de Reactores. No se pretende aquí agotar el tema ya que existen excelentes libros especializados en diseño de reactores y en la ingeniería de las reacciones químicas además de artículos de revistas técnicas que cubren con mucho los detalles teóricos de los procesos de reacción. Sin embargo, lo que se presenta a



continuación es un resumen de los aspectos más importantes expuestos de tal manera que orientados a la simulación de procesos permitan llevar cabo simulaciones con el soporte teórico necesario. De esta manera, se podrán interpretar los cálculos y resultados que se obtengan con el simulador de una manera adecuada.

El diseño de reactores implica la determinación del tamaño, el tipo (geometría), forma de operación y eficiencia del equipo.

La determinación de las variables antes mencionadas requiere del conocimiento de los modelos cinéticos de reacción (mecanismos de reacción, estequiometría) y una expresión para las velocidades de reacción, que generalmente es obtenida de datos experimentales.

La velocidad de reacción es una función de la temperatura, la concentración y la presión. La funcionalidad de la temperatura manteniendo constantes las otras dos variables está dada por la ley de Arrhenius en tanto que la funcionalidad dependiente de la concentración es determinada mediante la estequiometría y los mecanismos de reacción. Los métodos integral y diferencial son los utilizados para encontrar una expresión para la velocidad de reacción.

Ambos métodos son gráficos, el primero de ellos (método integral) propone una función para la composición partiendo de la estequiometría de reacción, evalúa esta función en diferentes puntos de concentración a intervalos de tiempo diversos para después graficar estos en un diagrama $f(c)$ vs tiempo. Si se obtiene una recta, significa que el mecanismo propuesto es correcto y por ende la expresión para la velocidad de reacción, por el contrario si los datos no se ajustan a una recta entonces, se desecha el modelo y se propone otro (ver Cápsula No.1 y Fig. No.1)

El método diferencial, parte de información experimental de composición a intervalos de tiempo determinados, se ajusta una curva suave a los datos y se determina las pendientes de la curva para encontrar velocidades de reacción puntuales, entonces se grafican estos valores de velocidad de reacción en una gráfica Γ_i vs $f(c)$ para las mismas concentraciones con las que se obtuvieron las pendientes de velocidad de reacción. Al igual que el método integral si se encuentra que una recta se ajusta a los datos previamente graficados el modelo propuesto es bueno, si no entonces se desecha y se intenta otro (ver Cápsula No.4.2.1 y Fig. No.4.2.1).

CAPSULA 4.2.1 Métodos de Análisis de Datos

Método Integral de Análisis de Datos.

En este método siempre se propone una expresión de velocidad de reacción para ser integrada y probada con los datos experimentales graficados (C vs T). Si el ajuste a una recta no es satisfactorio se desecha y se propone otra expresión.

El procedimiento puede resumirse como sigue:

- *En un sistema a volumen constante la expresión de velocidad de desaparición del reactante A puede ser de la siguiente form:*

$$-r_A = -dC_A/dt = f(k,c) = kf(c)$$

- *La ecuación anterior se reorganiza para dar:*

$$-dC_A / f(C) = k dt$$

ahora $f(c)$ solamente involucra solamente concentraciones de las especies químicas. Esta ecuación puede integrarse para dar:

$$\int_{C_{A0}}^{C_A} dC_A / f(C_A) = k \int_0^t dt$$

Que es la ecuación de una recta en donde la variable dependiente es la integral del lado izquierdo, la pendiente es k y la variable independiente es el tiempo.

- *De datos experimentales se determinan los valores numéricos de la integral y se grafican estos con sus correspondientes tiempos.*
- *Verificar si estos datos caen razonablemente sobre una línea recta que pasa a través del origen, de ser así se acepta la ecuación y de lo contrario se rechaza la expresión y se trata con otra.*

El tamaño del reactor esta directamente relacionado con la producción requerida y la eficiencia de reacción, el tipo y geometría del reactor están directamente relacionados con las condiciones de presión, temperatura y composición, ya que en función a la geometría es que se lleva a cabo la distribución de calor y de masa.

La teoría cinética establece que la velocidad de reacción es proporcional al número de colisiones entre moléculas de las especies químicas involucradas, y a su vez el número de colisiones es proporcional a la concentración de reactivos (expresada generalmente con el símbolo de la especie entre corchetes elevada a su coeficiente estequiométrico cuando se trata de reacciones elementales) por lo que las expresiones para la velocidad de reacción pueden ser expresadas como:

$$r_A = [A]^a [B]^b / [C]^c$$

para la reacción $aA + bB \rightarrow cC$

CAPSULA 4.2.2 Métodos de Análisis de Datos

Método Diferencial de Análisis de Datos.

Podemos planear un programa para probar la expresión de velocidad de reacción completa o probar por separado varias partes de la ecuación que posteriormente se combinan para dar la ecuación completa.

- *Proporner un mecanismo y obtener una expresión como en el caso del método integral pero en esta ocasión sin integrar.*

$$-dCA/dt = -k f(CA)$$

- *Graficar los datos experimentales (concentración vs tiempo).*
- *Trazar una curva suave sobre los puntos*
- *Determinar la pendiente de esta curva para una concentración dada.*
- *Evaluar $f(C_A)$ para cada concentración*
- *Trazar una curva - dC_A/dt contra $f(C_A)$ si se obtiene una línea recta que pasa por el origen, la expresión propuesta es correcta si no, se debe probar con otra.*

Fuente : Octave Levenspiel Ref No. 2

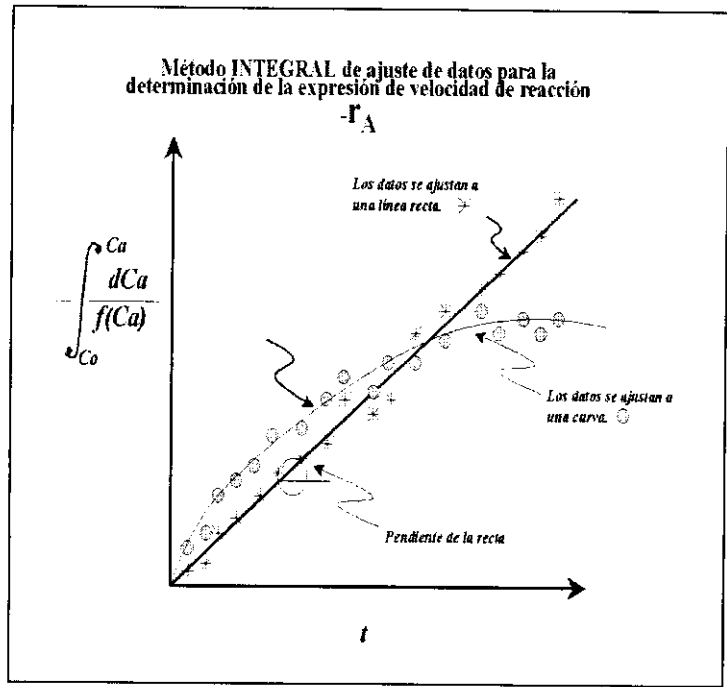


Fig. No.4.2.1

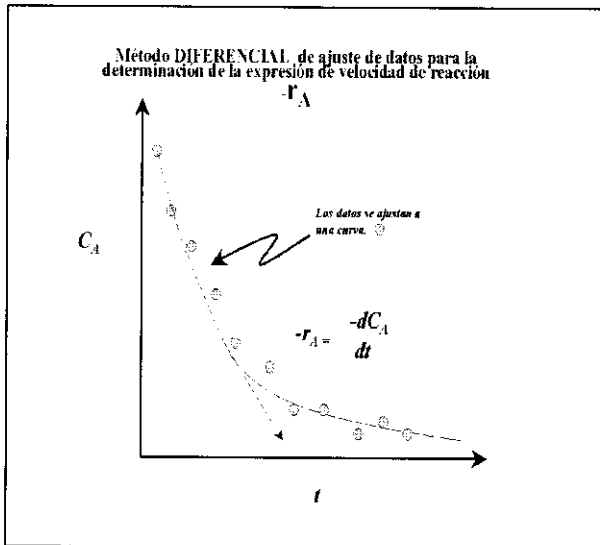


Fig. No.4.2.2a

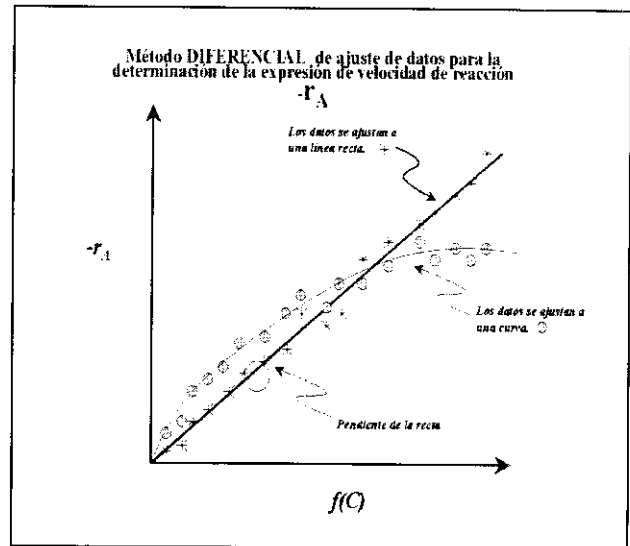


Fig. No.4.2.2b

Hojas de Datos de Equipo.

El cálculo cinético y termodinámico de reactores se lleva a cabo por los métodos arriba mencionados. Estos cálculos sientan las bases para un posterior desarrollo de la ingeniería de detalle del equipo de otras especialidades, es decir, el desarrollo del diseño mecánico, diseño hidráulico y diseño térmico.

La obtención de la ingeniería de detalle de otras especialidades diferentes a la de proceso cada equipo cae fuera del alcance del presente trabajo, sin embargo, debido a que el resultado de esta ingeniería es condensado en las hojas de datos del equipo, que posteriormente sirve para solicitar cotizaciones a fabricantes o proveedores, a continuación se presenta la hoja de datos de reactores.

Estas hojas de datos se han considerado ya que son uno de los documentos principales que deberá estar incluido en el modelo tridimensional (3D). Si bien es cierto que en este documento se vierte información que ya ha sido incluida como tabla en los formatos¹ de transferencia de modelos 3D, es deseable y recomendable contar esta información dispuesta como hoja de datos, de tal suerte que pueda ser consultada, copiada o editada para ser modificada.

En las hojas de datos han sido incluidos grupos que muestran información específica. En el primer grupo denominado "condiciones de operación" se muestran datos resultado de la simulación, tales como el diámetro, la altura, longitud, el tipo, las temperaturas de operación y diseño, las presiones de operación y diseño además de alguna información sobre materiales de fabricación y códigos.

En grupo denominado "boquillas" se incluye el detalle de éstas como la descripción o el servicio, diámetro o tamaño, cantidad, etc. Al final de la hoja se han incluido grupos que se refieren a las notas y cotas aplicables al dibujo.

Finalmente se tiene el grupo gráfico en donde se muestra el cuerpo del reactor, el arreglo de internos, lechos, boquillas, etc.

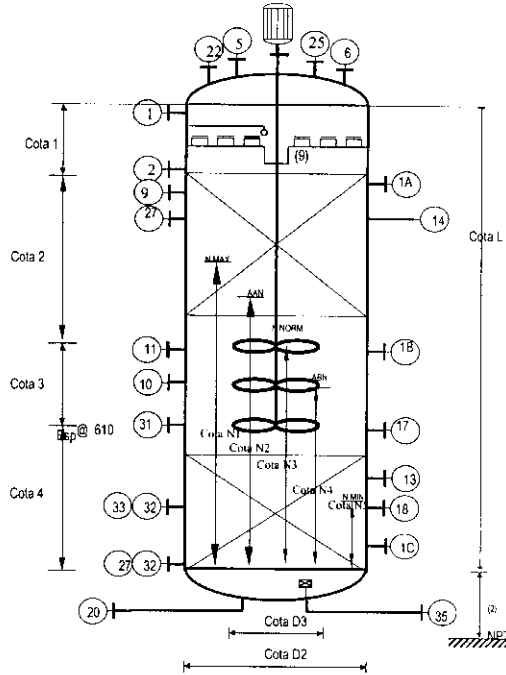
¹ En el capítulo III se presentan las tablas de transferencia de información hacia modelos tridimensionales.

CLIENTE:	UNAM	PROYECTO:	ITEP 61/2000
PLANTA:	ETANOLAMINAS	HOJA:	1 DE 1
LOCALIZACIÓN:	COTAZACALCOS, VER.	REQ / O.C. No.:	
CLAVE DEL EQUIPO:	R-100	No. DE UNIDADES:	UNA
SERVICIO:	REACTOR		

Tipo:	Tanque con Agitación (semi batch)			Materiales:	Cuerpo:	A. L.	Cabezas:	A. I.	
Diámetros:	947	mm.	Y	mm	Rec. Int.	(4)	Espesor:	50 mm	
Altura (vertical):	1,420	mm	Faldón	(2)	mm				
Longitud (horizontal):		mm							
Temperatura de Operación:	Superior	25	°C	Inferior	°C				
Temperatura de Diseño:	Superior	40	°C	Inferior	°C				
Presión de Operación:	Superior	10	kg/cm ² man.	Inferior	kg/cm ² man.				
Presión de Diseño:		12	kg/cm ² man.						
Vacío:	VACIO	kg/cm ² man.							
Corrosión Permisible:						Cascarón	(4)	mm	
Relevado de Esfuerzos:						Par código			
Aislamiento:						Sí, para conservación de calor			
Códigos Aplicables:						ASME	API X	ANSI	PEMEX X
Geometría y Tipo de Cabezas:						Hemisféricas	Elípticas X	Torresféricas	Cónicas

BOQUILLAS

Clave	No. Req.	Diám. Nom.	Servicio
1	1	810	Registro de Hombre
2			Registro de Hombre
3			Registro de Mano
4			Registro de Mano
5	1	51	Salida de Vapor a Tq. Alnto. Vap a Recirc.
6	1	51	Venteo
7			A Sistema de Vacío
8			Entrada de Reflujo de
9	1	51	Alimentación de AlimR100
10			Alimentación de
11			Alimentación de
12	1	76	Salida Indicador de Flujo
13	1	76	Retorno de Indicador de Flujo
14			Salida de a
15			Retorno de
16			Salida de a
17	1	25	Retorno de Vapores de V-100, T100, T101 y T102
18	1	25	Vapor de Agotamiento
19			Vapor de Agotamiento
20	1	25	Drene
21			Conexión de Muestreo Enfriador
22	1		Válvula de Seguridad
23			Válvula de Seguridad
24	1	51	Conexión de Servicio
25	1	25	Indicador de Presión
26			Control de Presión
27			Toma de Presión
28			Indicador de Temperatura
29			Control de Temperatura
30			Registrador de Temperatura
31	3	38	Termopozo
32			Instrumentos de Nivel
33	4	51	Instrumentos de Nivel
34			Instrumentos de Nivel
35	1	2	Salida de fondos ProdR100
36			Salida de a
37			Retorno de
38			Salida de a
39			Retorno de
40			



Notas:

- 1) Acotaciones en mm
- 2) Por hidráulica del sistema
- 3) Estampado ASME
- 4) Material A.C. con 5 mm Clad Monel
- 5) A verificar en Ingeniería de detalle
- 6) Se requiere medición de presión diferencial

Cotas:

N1	1)	en mm	11)	en mm	21)	en mm	31)	en mm
N2	2)	en mm	12)	en mm	22)	en mm	32)	en mm
N3	3)	en mm	13)	en mm	23)	en mm	33)	en mm
N4	4)	en mm	14)	en mm	24)	en mm	34)	en mm
N5	5)	en mm	15)	en mm	25)	en mm	35)	en mm
D1	6)	en mm	16)	en mm	26)	en mm	36)	en mm
D2	7)	en mm	17)	en mm	27)	en mm	37)	en mm
D3	8)	en mm	18)	en mm	28)	en mm	38)	en mm
L	9)	en mm	19)	en mm	29)	en mm	39)	en mm
	10)	en mm	20)	en mm	30)	en mm	40)	en mm

Revisión	0-prel	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha	---	2-Jul-00							
Elaborado por	---	LGAM							
Aprobado por	---	JLR							

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO 4.3

Transferencia de Calor (Cambiadores de Calor)

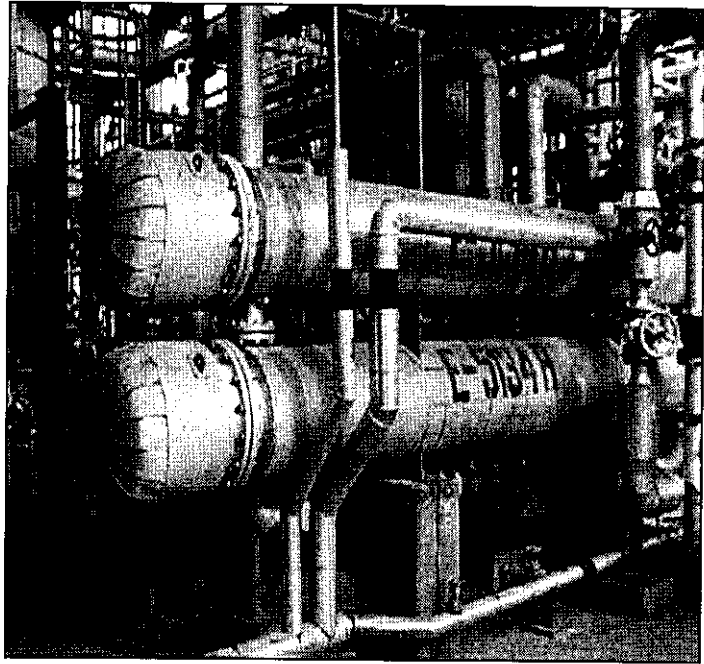
**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES**

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

CAPÍTULO 4.3 Transferencia de Calor (Cambiadores De Calor)

Este capítulo sintetiza los puntos de mayor relevancia a considerar en la simulación y diseño térmico de cambiadores de calor. No se pretende aquí agotar el tema ya que existen excelentes libros especializados en transferencia de calor y artículos de revistas técnicas que cubren con mucho los detalles teóricos de los procesos de transferencia de calor. Sin embargo, lo que se presenta a continuación es un resumen de los aspectos más importantes



expuestos de tal manera que orientados a la simulación de procesos permitan llevar cabo simulaciones con el soporte teórico necesario. De esta manera, se podrán interpretar los cálculos y resultados que se obtengan con el simulador de una manera adecuada.

Existen tres modelos que explican los diferentes procesos de transferencia de calor, a saber:

- Transferencia de calor por radiación**
- Transferencia de calor por conducción**
- Transferencia de calor por convección**

Transferencia de calor por radiación.

Este primer modelo correspondiente a los procesos de transferencia de calor por radiación obedece la ley de Stefan enunciada por primera vez en forma empírica

(basada en la ley de distribución de frecuencias) y posteriormente deducida teóricamente de los modelos de la mecánica ondulatoria, se expresa como:

$$R_T = \rho T^4$$

En donde : R_T es la radiancia espectral a una temperatura T
 ρ es la constante de Boltzman
 T es la temperatura a la que se encuentra el cuerpo radiante



Un ejemplo cotidiano de este tipo de transferencia de calor por radiación, es la radiación solar. (ver foto).

Transferencia de calor por conducción.

Este modelo obedece la teoría de los fenómenos de transporte que describe cómo se propaga la modificación de una situación física denominada campo, en el espacio y el tiempo como consecuencia de una fuerza impulsora denominada gradiente, llevándose a cabo un proceso de transferencia neta de energía. En este caso el campo referido es un campo de temperaturas. Así, se dice que se lleva a cabo una transferencia de energía por unidad de área transversal al flujo, denominada densidad de corriente de energía y que se expresa por la ley de Fourier como: $J_E = -k \Delta T / \Delta X$

En donde : J_E es la densidad de corriente de energía
 k es una constante característica del material
 ΔT es el gradiente de temperatura entre los puntos separados por ΔX

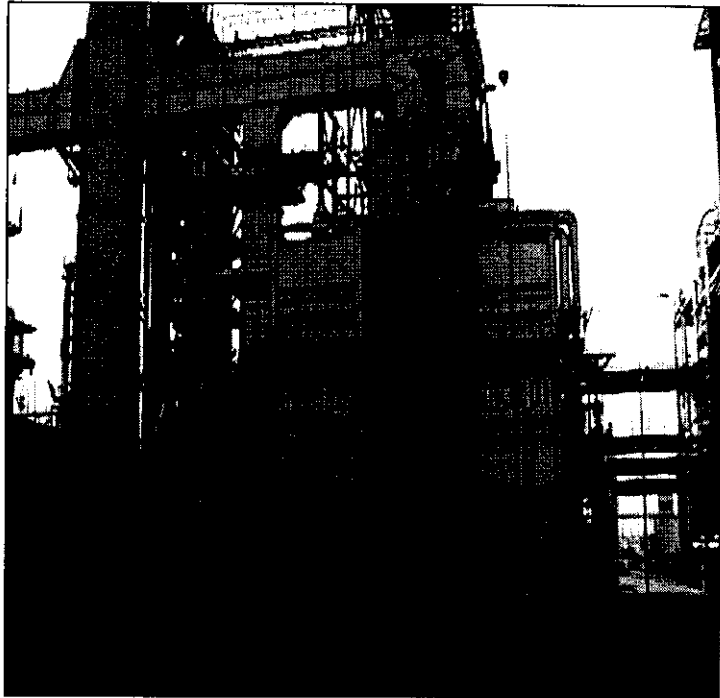
De lo anterior se observa que el flujo neto de energía o calor viene dado por la densidad de corriente de energía multiplicada por el área de transferencia, es decir:

$$Q = J_E A = -kA \Delta T / \Delta X = kA \Delta T / \Delta X$$

En donde : k es ahora denominada conductividad térmica del material
 ΔT La diferencia de temperaturas entre los puntos de referencia
 ΔX Es la longitud que separa a los puntos de referencia

Transferencia de calor por convección.

Si bien es cierto que en la convección, la transferencia de calor se debe al movimiento de los fluidos cuyo modelo se basa en consideraciones hechas en otro caso particular de los fenómenos de transporte conocido como transferencia de momentum¹, la expresión de este modelo de transferencia tiene una base experimental basada en los modelos de conducción.



Cuando se observa la naturaleza de los procesos de transferencia de calor por convección se llega a la conclusión de que es conveniente expresar estos fenómenos mediante un modelo similar al de conducción en donde el calor neto transmitido de la pared de un tubo o recipiente (a temperatura T), al fluido en movimiento (a temperatura promedio t) ha cruzado una película de espesor indefinido. Al establecer el modelo de conducción se tiene:

$$Q=(1/R_a)A \Delta T$$

En donde : R_a es la resistencia de la película a la transferencia de calor. El recíproco de esta resistencia se denomina coeficiente de película.

A Área de transferencia

ΔT Diferencia de temperaturas

¹ La transferencia de momentum da origen junto con las leyes de conservación de energía, ley de continuidad y ecuación de Bernoulli, a la teoría de la mecánica de fluidos

Al sustituir la resistencia por el coeficiente individual de transferencia de calor se obtiene la ecuación de enfriamiento de Newton.

$$Q = h_i A \Delta T$$

Debido a que la determinación de h_i involucra diversas variables y depende del tipo de fluido, efectuar esta determinación experimentalmente resulta poco práctico para cada caso o situación física. Por lo anterior se han desarrollado relaciones generales partiendo de un **análisis dimensional** con el que es posible correlacionar las diferentes variables involucradas en el proceso de transferencia de calor en una sola ecuación empírica. El resultado es:

$$h_i D / k = \alpha (DG / \lambda)^a (c\lambda / k)^{1-f}$$

- En donde :
- h_i es el coeficiente individual de película.
 - D Diámetro interno de la tubería
 - k Conductividad térmica
 - G Masa velocidad
 - c Calor específico
 - α Constante de proporcionalidad determinada experimentalmente
 - a Exponente determinado experimentalmente
 - $1-f$ Exponente determinado experimentalmente

De gran utilidad ha resultado el agrupamiento de algunas de las literales arriba mencionadas en grupos adimensionales, a saber:

$$\begin{aligned} h_i D / k & \text{ No. de Nusselt} \\ DG / \lambda & \text{ No. de Reynolds} \\ c\lambda / k & \text{ No. de Prandtl} \end{aligned}$$

Con la determinación de los coeficientes individuales de transferencia de calor, para el interior h_i y para el exterior h_o , es posible calcular el coeficiente global de transferencia U .

Una vez conocida U , las temperaturas de las corrientes de proceso involucradas y relacionadas mediante la media logarítmica de las diferencias de temperaturas y el calor que se requiere eliminar o adicionar es posible estimar el área de transferencia que requiere un equipo de transferencia, mediante la siguiente ecuación:

$$Q=UA(MLDT)$$

En donde : U Coeficiente global de transferencia de calor.

A Área de transferencia

$MLDT$ Es la media logarítmica de las diferencias de temperaturas.

La expresión para la media logarítmica de las diferencias de temperaturas es obtenida mediante un balance de calor, la determinación del calor cedido por el fluido caliente que es igual al calor absorbido por el fluido frío y mediante la integración de las ecuaciones resultantes se llega a la media logarítmica de las diferencias de temperaturas que se puede expresar como sigue:

Flujo a contracorriente

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln [\Delta t_2 / \Delta t_1]}$$

Flujo paralelo

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln [\Delta t_2 / \Delta t_1]}$$

La experiencia establece que en la mayoría de los procesos industriales, la transferencia de calor llevada a cabo en los cambiadores se rige por los modelos de convección. Lo anterior como consecuencia de que la radiación emitida a las temperaturas de proceso generalmente manejadas (del orden de 500°C o menores) representa una cantidad muy pequeña con respecto al calor transferido por convección.

Satisfacer los requerimientos de transferencia de calor de la industria mediante procesos de conducción entre fluidos o mediante procesos de radiación, representaría tiempos muy grandes.

Por lo anterior la convección se ha desarrollado empíricamente para incluir transferencias de calor netas en donde basados en un modelo de conducción se han considerado variables y constantes físicas que toman en cuenta aspectos de los tres modelos.

Existen métodos cortos para el diseño de cambiadores de calor. Estos métodos sintetizan en factores el comportamiento de grupos de variables denominados factores (ref. No.7)

- Factor numérico (constantes)
- Factor de propiedades físicas
- Factor de trabajo (eficiencia del equipo)
- Factor de diseño mecánico (factor geométrico)

Secuencia de cálculo en la selección de cambiadores de calor.

La selección de cambiadores de calor debe hacerse tomando en cuenta lo siguiente:

- **Carga térmica**
- **Corrientes de entrada y salida del cambiador de calor**
- **Propiedades de los fluidos a manejar**
- **Temperaturas de entrada y salida del fluido caliente y del fluido frío**
- **Presión de operación y de diseño**
- **Caída de presión permisible**
- **Factores de ensuciamiento**
- **Tipo de cambiador**

- Carga térmica

La carga térmica se refiere a la cantidad de calor que se requiere eliminar o adicionar a una corriente determinada, esta es la variable que determina en gran medida las dimensiones de un cambiador de calor.

- Corrientes de entrada y salida del cambiador de calor

Los requerimientos de transferencia de calor en un proceso son determinados de acuerdo a la naturaleza del mismo, así en una reacción exotérmica es necesario eliminar el calor generado en la reacción en tanto que en una reacción endotérmica es necesario suministrar calor para que ésta se lleve a cabo.

De la misma manera en los procesos de destilación es necesario eliminar una cantidad de calor en el domo y adicionar otra cantidad de calor en el fondo. Es posible cumplir con estos requisitos de transferencia de calor ya sea mediante fluidos de servicio como son vapor de calentamiento y agua de enfriamiento entre otros servicios, como entre las mismas corrientes de proceso optimizando de esta manera el aprovechamiento de energía.

- Propiedades de los fluidos a manejar (paquete de fluido)

Las propiedades de los fluidos a manejar son determinantes en el dimensionamiento y diseño de equipos de transferencia. Los puntos de ebullición,

presiones de vapor, viscosidades, capacidades caloríficas entre otras variables, determinan las características del cambiador de calor a utilizar en un proceso determinado.

El simulador cuenta con una amplia bases de datos de propiedades físicas y químicas de una gran gama de compuestos y adicionalmente con la posibilidad de crear compuestos hipotéticos que se ajusten con un buen grado de exactitud a los fluidos reales a manejar cuando no se poseen datos experimentales de estos.

- **Temperaturas de entrada y salida del fluido caliente y del fluido frío**

Las temperaturas de entrada y salida del fluido a calentar, así como las temperaturas de entrada y salida del fluido a enfriar también representan un factor determinante en el dimensionamiento y diseño de cambiadores de calor. Lo anterior como consecuencia de que estas temperaturas son utilizadas para determinar la media logarítmica de la diferencia de temperaturas MLDT que a su vez es directamente proporcional al calor transferido.

- **Presión de operación y de diseño**

La presión de operación y por ende la de diseño estará determinada por las características del proceso y por el suministro de los servicios. Adicionalmente estas presiones se verán afectadas por las características de los fluidos a manejar en el equipo. La presión de operación determinará la robustez de los equipos a diseñar

- **Caída de presión permisible**

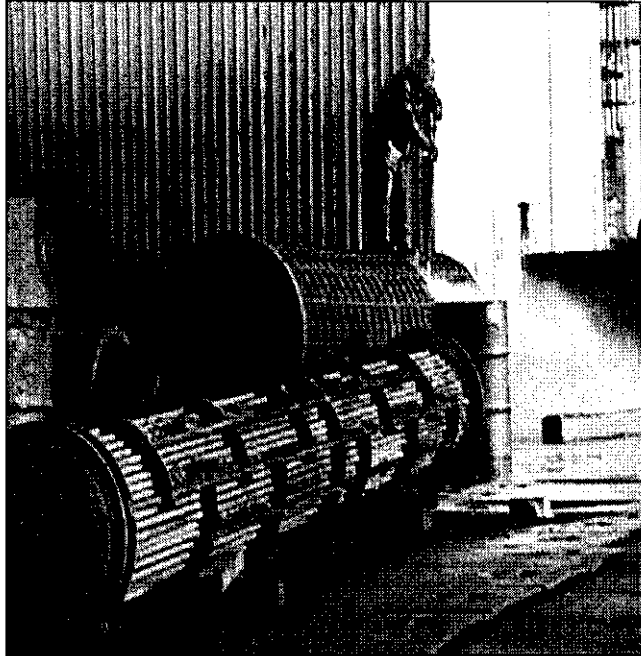
La caída de presión estará determinada en gran medida por las características de los fluidos y por el diseño hidráulico del mismo. Si la caída de presión provocada es muy grande será necesario incrementar la presión de mediante equipo de bombeo. Generalmente una caída de presión adecuada es del orden de 5 psi.

Un dimensionamiento reducido implicaría altas caídas de presión por lo que es necesario establecer una óptima relación costo de operación y mantenimiento contra la inversión inicial.

- **Factores de ensuciamiento**

Dependiendo de las características de los fluidos, las paredes de los cambiadores de calor se verán cubiertas por una capa de sólidos depositados que actuarán como una capa adicional de material resistente a la transferencia de calor.

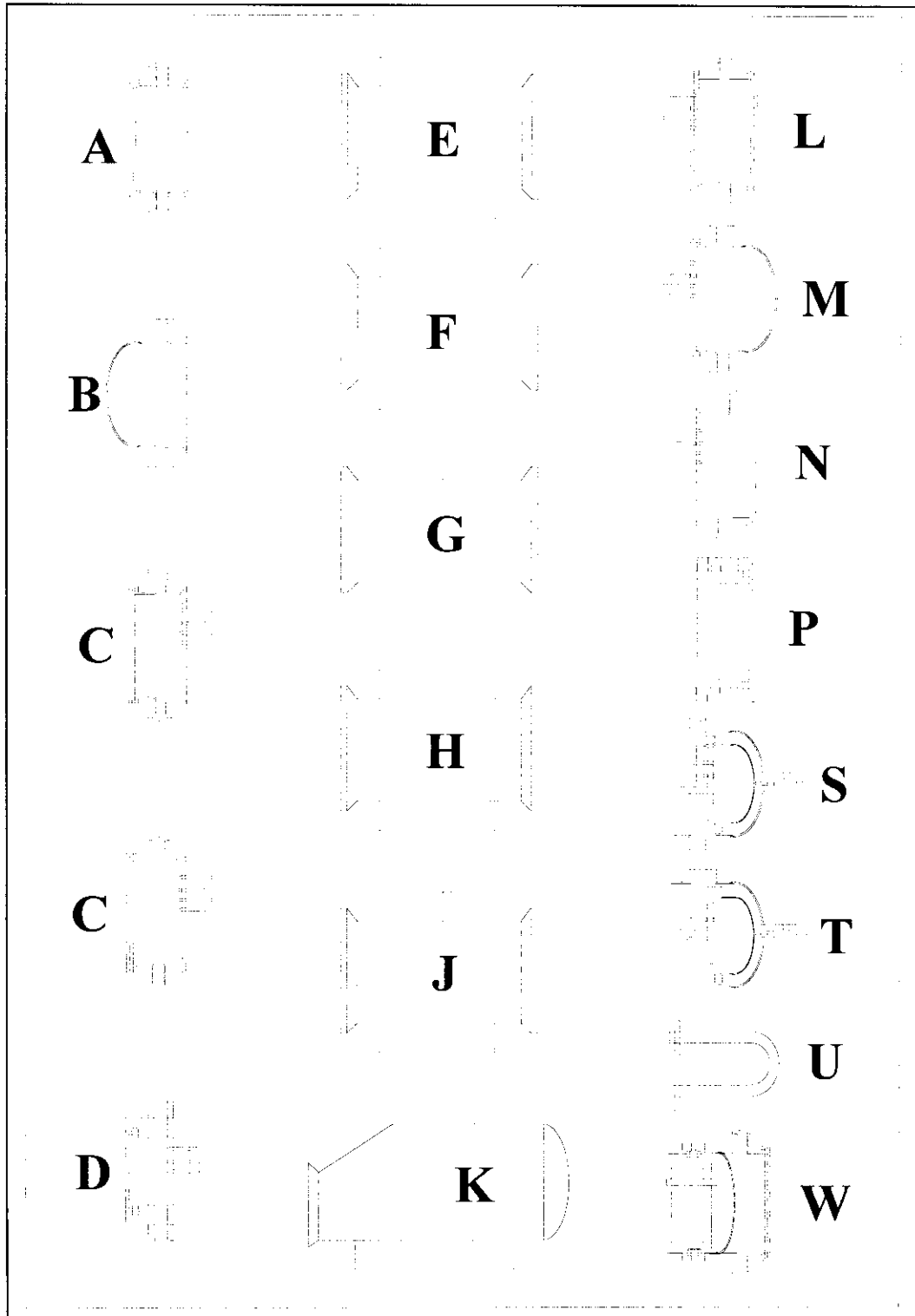
Por lo anterior ésta debe ser considerada ya que de otra manera el cálculo del calor transferido a través de la resistencia que opone solamente el material del cambiador produciría resultados erróneos.



- **Tipo de cambiador**

A continuación se presentan los tipos de cabezales definidos por TEMA para cambiadores de tubos y coraza. Se presentan los cabezales frontales, cabezales posteriores, así como el cuerpo o carcasa con los que pueden ser armados diferentes tipos de cambiadores.

Cabezal Frontal		Tipos de Cuerpo o Carcasa		Cabezal Posterior	
A	Canal y tapa removible	E	Cuerpo de un solo paso	L	Espejo fijo como A cabezal estacionario
B	Bonete (tapa integral)	F	Cuerpo de dos pasos con mampara longitudinal	M	Espejo fijo como B cabezal estacionario
C	Canal integral con espejo y tapa removibles (Haz de tubos removibles)	G	Flujo dividido	N	Espejo fijo como C cabezal estacionario
C	Canal integral con espejo y tapa removibles (Espejo fijo)	H	Doble flujo dividido	P	Cabezal flotante empaque exterior
D	Cierre a alta presión	J	Flujo dividido	S	Cabezal flotante con dispositivo trasero
		K	Rehervidor tipo Kettle	T	Cabezal flotante
				U	Haz de tubos en "U"
				W	Espejo flotante con anillo de empaque



Hojas de Datos de Equipo.

El cálculo térmico de cambiadores se lleva a cabo por los métodos arriba mencionados. Estos cálculos sientan las bases para un posterior desarrollo de la ingeniería de detalle del equipo de otras especialidades, es decir, el desarrollo del diseño mecánico e hidráulico.

La obtención de la ingeniería de detalle de otras especialidades diferentes a la de proceso de cada equipo cae fuera del alcance del presente trabajo, sin embargo, debido a que el resultado de esta ingeniería es condensado en las hojas de datos del equipo, que posteriormente sirve para solicitar cotizaciones a fabricantes o proveedores, a continuación se presenta la hoja de datos de cambiadores de calor de tubos y coraza.

Estas hojas de datos se han considerado ya que son uno de los documentos principales que deberá estar incluido en el modelo tridimensional (3D). Si bien es cierto que en este documento se vierte información que ya ha sido incluida como tabla en los formatos² de transferencia de modelos 3D, es deseable y recomendable contar esta información dispuesta como hoja de datos, de tal suerte que pueda ser consultada, copiada o editada para ser modificada.

En las hojas de datos han sido incluidos grupos que muestran información específica. En el primer grupo se muestran datos resultado de la simulación térmica, que es la que compete a este trabajo, tales como, el área de transferencia, el diámetro, la altura, el tipo y posición.

En un segundo grupo denominado "condiciones de operación" se incluye información sobre las propiedades físicas en general de los fluidos que corren por el lado de los tubos y por el lado del envolvente.

En grupo denominado "información para el diseño mecánico" se incluyen datos como las temperaturas de operación y de diseño, presiones de operación y de diseño, para lado envolvente y para lado de tubos y adicionalmente, información que evidentemente no es resultado de la simulación térmica, tal como tipo de espejos, mamparas, cabezales, etc. Un grupo de notas aplicables al dibujo también es incluido.

² En el capítulo III se presentan las tablas de transferencia de información hacia modelos tridimensionales.

Finalmente se tiene el grupo gráfico en donde se muestra el cuerpo del cambiador, en donde se puede observa el tipo, las corrientes de entrada y salida del fluido "frío" y las corrientes de entrada y salida del fluido "caliente".

ITEPSA

INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA DE PROYECTOS,
S.A.
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA

HOJA DE DATOS PARA
CAMBIADORES DE CALOR

CLIENTE	UNAM	PROYECTO No.	ITEP_01/2000
PLANTA	ETANOLAMINAS	HOJA	1 DE 1
LOCALIZACION	COATZACOALCOS, VER.	DOCUMENTO No.	
CLAVE DE LA UNIDAD	E-100	No. DE UNIDADES	UNA
SERVICIO DE LA UNIDAD	CALENTADOR DE ALIMENTACIÓN A TORRE T-100		
2 TAMAÑO (mm)	914 - 8534.4	TIPO	AEM
2 SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)	2108 / 2058	(m²) ENV. POR UNIDAD	SEIS
2 SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)	351.3 / 343	(m²) ARREG. DE ENVOLV.	1S - 1P

CONDICIONES DE OPERACION (1) (2)

		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
		Corriente FondV100b		VAPOR DE BAJA PRESIÓN	
2 FLUJO TOTAL	kg / h	6,687		1,433,307	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
2 LIQUIDO	kg / h	6,524			1,433,307
2 DENSIDAD	kg/m ³	943.0			
2 CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.4540			
2 CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	0.8575			
2 VISCOSIDAD	cp	1.9630			
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol	25.40			
VAPOR	kg / h		460,460	1,433,307	
CALOR LATENTE	kcal / kg				
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol		25.40		
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C		0.0346		
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C		0.4487		
VISCOSIDAD	cp		0.0151		
DENSIDAD	kg / m ³		3.1		
2 TEMPERATURA	°C	26.7	276.6	350.0	350.0
PRESION (atm. 1.000 kg/cm ² abs.)	kg / cm ² man.	1.9	1.5		
Nº DE PASOS		UNO		2	
2 VELOCIDAD	m / s	0.91		2.20	
2 CAIDA DE PRESION	kg / cm ²	PERM. 1.83	CALC. 1.30	PERM. 3.94	CALC. 1.81
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² C / kcal	0.001024		0.001024	
2 CALOR INTERCAMBIADO (kcal / h)		14,940,000		DMLT CORREGIDA (°C) 44.37	
2 COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal / h m ² °C)	LIMPIO	454.5	SERVICIO	196.6	

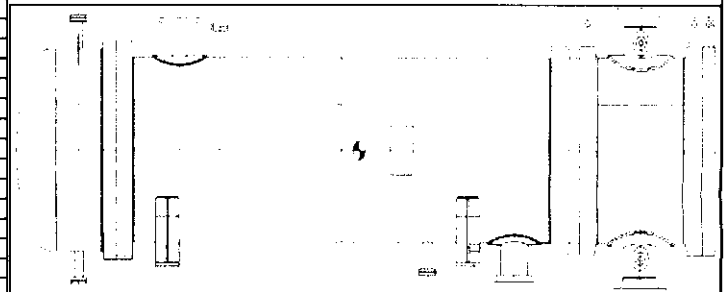
INFORMACIÓN PARA DISEÑO MECÁNICO

PRESION DE DISEÑO	kg / cm ² man.	2.1	10.5
PRESION DE PRUEBA	kg / cm ² man.	3.14	12.6
1 TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	400.0	450.0
3 TUBOS SA-2668-TP430	Nº 516 BWG(MIN)	14	D.E.(mm) 25.40 LONG.(mm) 8534.4 PASO (mm) 31.75
3 ENVOLVENTE SA-516-70 / CLAD 430SS	DIAM INT (mm)	914.4	TUBO TIPO SIN COSTURA ARREG. TUBOS 90°
3 TAPA ENVOLV (INT/REM)	SA-516-70 / CLAD 430SS	TAPA CABEZAL FLOTANTE SA-516-70	
3 CANAL SA-516-70	TAPA CANAL SA-516-70	PLACA DE CHOQUE	
2 ESPEJOS: FIJO SA-182-F9	FLOTANTE SA-182-F9	%CORTE DE MAMPARA	30.00
3 MAMPARAS/SOPORTE SA-240-430	Nº / ESPACIAMIENTO	16 / 459.4 (mm) TIPO	HORIZONTAL SEGMENTADA
MAMPARA LONG.	FAJAS DE SELLO	DOS PARES	TUBOS DE SELLO Nº/D.E. (mm)
EMPAQUES	NO ASBESTO RECUBIERTO DE ACERO AL CARBON		
BOQUILLAS: ENVOLV.:ENT.	304.8	INTERCONEXION	304.8 (mm) SALIDA 304.8 CLASE 10.5 kg/cm ² C.S.C.R.
1 CANAL: ENT.	355.6	INTERCONEXION	355.6 (mm) SALIDA 355.6 CLASE 21.1 kg/cm ² C.S.C.R.
CORR. PERM.:LADO ENVOLV.	3.2	LADO TUBOS	3.2 (mm) CODIGO ASME VIII, DIV. 1 TEMA CLASE R
AISLANTE	ESPESOR (mm) SERVICIO		
PESOS: VACIO	HAZ DE TUBOS LLENO DE AGUA (kg)		

NOTAS:

- (1) EQUIPO DISEÑADO PARA 120% COND.DE OPERACIÓN
- (2) LA UNIDAD COMPRENDE LOS EQUIPOS DEL TREN A Y B

ESQUEMA



REV / EDIC	0	1	2	3	4
FECHA	6/06/00				
ELAB-POR	LGAM				
APRB-POR	JL				

ITEPSA		INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA DE PROYECTOS, S.A. DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA		HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR						
CLIENTE	UNAM	PROYECTO No.	ITEP_01/2000							
PLANTA	ETANOLAMINAS	HOJA	1	DE	1					
LOCALIZACION	COATZACOALCOS, VER.	DOCUMENTO No.								
CLAVE DEL EQUIPO	E-100	No. DE UNIDADES	UNA							
SERVICIO DE LA UNIDAD	PRECALENTADOR DE ALIMENTACIÓN A T-100									
TAMAÑO (mm)	912 / 1283 - 7315	TIPO	BKL		POSICION	HORIZONTAL				
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)	1692 / 1676	(m ²) ENV. POR UNIDAD	CUATRO							
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)	423 / 419	(m ²) ARREG. DE ENVOLV.	1S-1P							
CONDICIONES DE OPERACIÓN										
FLUIDO CIRCULADO		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS						
FLUJO TOTAL		Corriente FondV100b		VAPOR DE BAJA PRESIÓN						
		6,687		1,433,307						
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA					
LIQUIDO	kg / h	6,524			1,433,307					
DENSIDAD	kg / m ³	943.0								
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.4540								
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	0.8575								
VISCOSIDAD	cp	1.9630								
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol	25.40								
VAPOR	kg / h		460,460	1,433,307						
CALOR LATENTE	kcal / kg									
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol		25.40							
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C		0.0346							
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C		0.4487							
VISCOSIDAD	cp		0.0151							
DENSIDAD	kg / m ³		3.1							
TEMPERATURA	°C	26.7	276.6	350.0	350.0					
PRESIÓN (atm. 1.033 kg/cm ² abs.)	kg / cm ² man.	1.9	1.5							
Nº DE PASOS				2						
VELOCIDAD	m / s									
CAIDA DE PRESIÓN	kg / cm ²	PERM. 0.4	CALC. 0.00 (3)	PERM. 0.70	CALC. 0.05					
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² C / kcal		0.0004		0.0001					
CALOR INTERCAMBIADO (10 ⁵ kcal / h)		24.08 X 1.2		DMLT CORREGIDA (°C)	14.7					
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal / h m ² °C)	LIMPIO	3,015.5	SERVICIO	1,172.9						
INFORMACIÓN PARA DISEÑO MECÁNICO (2)										
PRESION DE DISEÑO	kg / cm ² man.	2.1		10.5						
PRESION DE PRUEBA	kg / cm ² man.	3.14		12.6						
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	400.0		450.0						
TUBOS SA-213-TP-304	Nº	464 U's	BWG(MIN)	16	D.E.(mm)	19.05	LONG.(mm)	7315	PASO (mm)	25.4
ENVOLVENTE SA-516-70	DIAM INT. (mm)	912.4		TUBO TIPO	LISO	ARREG. TUBOS	90°			
TAPA ENVOLV.(INT)	SA-516-70 TAPA CABEZAL FLOTANTE									
CANAL SA-516-70	TAPA CANAL	SA-516-70		PLACA DE CHOQUE	SA-516-70					
ESPEJOS: FIJO	SA-516-70 FLOTANTE %CORTE DE MAMPARA -----									
SOPORTE SA-516-70	Nº / ESPACIAMIENTO	4 / 1463		(mm) TIPO	-----					
MAMPARA LONG.	FAJAS DE SELLO		TUBOS DE SELLO Nº/D.E. (mm)							
EMPAQUES NO ASBESTO RECUBIERTO DE ACERO SUAVE.										
BOQUILLAS: ENVOLV. ENT.	2 X 203.2	SALIDA	254.0	(mm) DRENE	203.2	CLASE	10.5 kg/cm ² C.S.C.R.			
CANAL: ENT.	203.2	INTERCONEXION		(mm) SALIDA	50.8	CLASE	10.5 kg/cm ² C.S.C.R.			
CORR. PERM.: LADO ENVOLV.	6.4	LADO TUBOS	3.2	(mm) CODIGO	ASME VIII, DIV. 1		TEMA CLASE	R		
AISLANTE REQUIERE	ESPESOR		(mm) SERVICIO CONSERVACION DE ENERGIA							
PESOS: VACIO	HAZ DE TUBOS		LLENO DE AGUA (kg)							
NOTAS:										
(1) CASO DE DISEÑO: INICIO DE CORRIDA										
(2) ESTAMPADO ASME REQUERIDO										
(3) LA HIDRAULICA DEL SISTEMA DEBERA VERIFICARCE EN LA ETAPA DE INGENIERIA DE DETALLE, EN FUNCIÓN A LAS DIMENSIONES DE LA TORRE T-100										
ESQUEMA										
REV / EDIC	0/PREL.	1/	2/	3/	4/					
FECHA	6/08/00									
ELAB. POR	LGAM									
APRB. POR	JLR									

Fma. IPE-A-516-1

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO 4.4

Transferencia de Momentum(Bombas y Compresores)

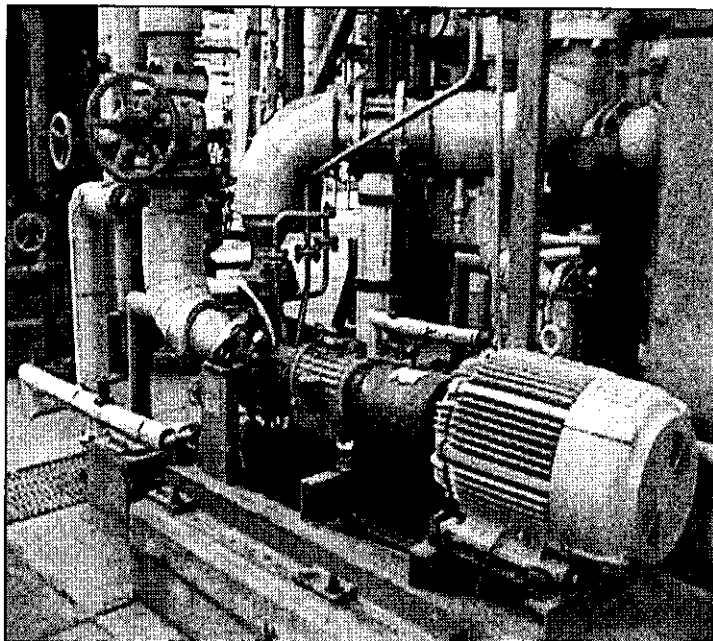
**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES**

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

CAPÍTULO 4.4 Transferencia de Momentum (Bombas y Compresores)

Este capítulo sintetiza los puntos de mayor relevancia a considerar en la simulación y diseño de bombas y compresores. No se pretende aquí agotar el tema ya que existen excelentes libros especializados en mecánica de fluidos y artículos de revistas técnicas que cubren con mucho los detalles teóricos de los procesos de transferencia de momentum. Sin embargo, lo que se



presenta a continuación es un resumen de los aspectos más importantes expuestos de tal manera que orientados a la simulación de procesos permitan llevar cabo simulaciones con el soporte teórico necesario. De esta manera, se podrán interpretar los cálculos y resultados que se obtengan con el simulador de una manera adecuada.

El transporte de fluidos de un lugar a otro es el evento más común en cualquier planta de proceso. Los dispositivos para proporcionar la energía cinética necesaria para el transporte de fluidos son conocidos como bombas y/o compresores. Adicionalmente, estos dispositivos han sido utilizados para incrementar la presión de los fluidos.

Teoría de la Mecánica de Fluidos.

El estudio de los fluidos en movimiento corresponde a otro caso particular de lo que se conoce como teoría de los fenómenos de transporte, en el capítulo sobre transferencia de calor ya se mencionó que existe una teoría general sobre estos fenómenos en donde se lleva a cabo una transferencia de masa (destilación y absorción), calor o momentum como consecuencia de una fuerza impulsora denominada gradiente que puede ser de concentraciones, temperaturas o

velocidades respectivamente. Estos fenómenos se ajustan al mismo modelo matemático, es decir, obedecen la misma ecuación diferencial, a saber:

$$\frac{\partial v}{\partial t} = a \frac{\partial^2 v}{\partial X^2}$$

en donde v representa el campo de concentraciones, temperaturas o velocidades.
 a es la constante que representa el coeficiente de difusión, la conductividad térmica o la viscosidad, respectivamente.

Otra de las ecuaciones fundamentales de la mecánica de fluidos resulta como muchos de los modelos en física, de un balance de energía, dando origen a la ecuación de Bernoulli en la que se tienen términos para la energía interna (energía potencial a nivel molecular), para energía potencial debida a la posición (a nivel macroscópico), para la energía potencial asociada a la presión y la energía cinética. Adicionalmente en esta ecuación han sido incluidos términos correspondientes al trabajo efectuado por una bomba, a las pérdidas o ganancias de calor y a las pérdidas por fricción, la expresión es como a continuación se indica:

$$\Delta U + \Delta(PV) + \frac{\Delta m v^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c} \Delta Z = Q - W + f$$

BOMBAS

Las bombas son dispositivos utilizados para transportar fluidos en fase líquida de un lugar a otro, para incrementar presión en sistemas y en algunas ocasiones también son utilizados para generar presiones de vacío.

Clasificación de Bombas.

Las bombas se pueden clasificar por su principio de operación, en bombas de desplazamiento positivo y cinéticas.

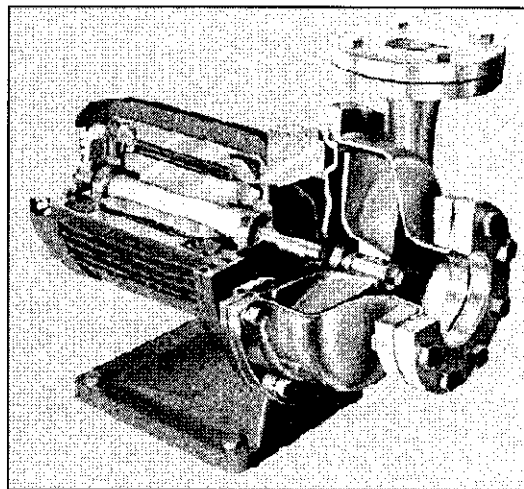
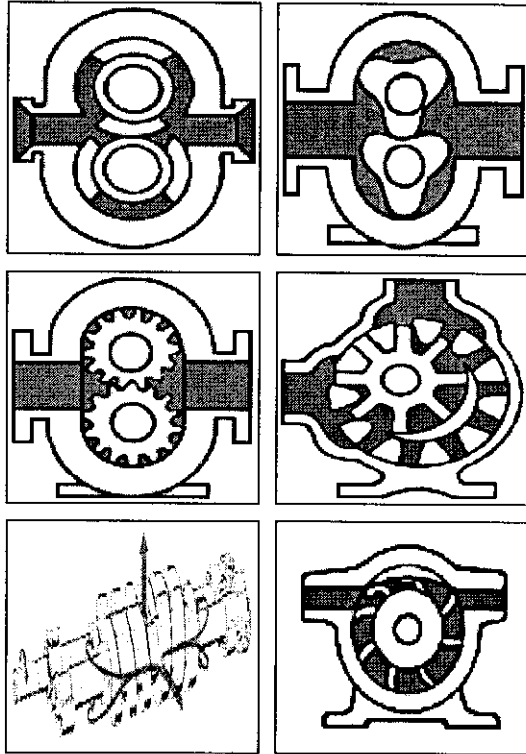
Se dice que una bomba es de desplazamiento positivo porque produce un incremento de presión a expensas de la reducción en las fronteras del volumen de control, en donde volumen de control se refiere al volumen contenido en un sistema cerrado por una superficie.

De esta manera las bombas reciprocantes al reducir las fronteras del sistema, conteniendo un fluido mediante un émbolo o un diafragma producen el movimiento del mismo fuera del volumen de control estableciendo un flujo de fluido.

Existen bombas rotativas que caen dentro de la clasificación de desplazamiento positivo como son las bombas de pistón circular, de lóbulos, engranes externos e internos, de tornillo, de paletas, etc. De la misma manera que las bombas anteriormente descritas, éstas producen reducción del volumen de control mediante la incidencia de una

cresta de un engrane en el valle de otro o la incidencia de la cresta de la hélice de un tornillo en el valle de la hélice de otro de tal suerte que el incremento en la presión como consecuencia de la reducción de volumen produce un flujo de fluido.

Por otro lado las bombas cinéticas producen un incremento en la presión del fluido como consecuencia del incremento en su energía cinética. Las bombas centrífugas están diseñadas para incrementar la energía cinética de un fluido mediante un impulsor que gira empujando al fluido hacia la periferia del impulsor y alejándose del mismo como consecuencia de la fuerza centrífuga.



Términos, Definiciones y Conceptos.

Es importante revisar la terminología de uso cotidiano en el diseño y selección de bombas, por lo que a continuación se presenta un pequeño sumario de términos, definiciones y conceptos.

Gravedad Específica.

Es la relación de la densidad de una sustancia a la densidad del agua a una temperatura de referencia (generalmente 62°F, 16.6°C).

Viscosidad.

Este término es la constante de proporcionalidad en la ecuación de transferencia de momentum expresada como:

$$J_p = -\lambda \Delta V / \Delta X$$

En donde :

J_p	es la densidad de corriente de momentum lineal. [kg m / (seg ² m ²)]
λ	es una constante denominada viscosidad [kg / m seg]
ΔV	es el gradiente de velocidades entre los puntos separados por ΔX . $\Delta V / \Delta X$ [seg ⁻¹]

A la unidad de viscosidad se le ha denominado Poise.

Carga estática de Succión (positiva y/o negativa).

Es la distancia entre el nivel del líquido en el lado de la succión y la línea horizontal que pasa por centro de la bomba expresada en unidades de longitud de columna de líquido. Si la superficie del líquido se encuentra por arriba del centro de la bomba la carga es positiva y negativa en caso contrario.

Carga estática de Descarga

Es la distancia entre la línea horizontal que pasa por centro de la bomba y la descarga libre de líquido expresada en unidades de longitud de líquido.

Carga Dinámica de Succión (positiva y/o negativa).

Es la carga estática de succión, más la presión absoluta en ejercida en la superficie del líquido, menos la carga por fricción menos la carga de velocidades (energía cinética).

Carga Dinámica de Descarga.

Es la carga estática de descarga, más la presión absoluta en la descarga, más la carga por fricción, más la carga de velocidades en la descarga.

Pérdidas por Fricción.

Son las pérdidas de energía como consecuencia de la fricción debida a la rugosidad de las paredes de la tubería y accesorios por donde circula el fluido.

Presión de Vapor.

Es la presión a la cual las moléculas de un líquido pasan a la fase gaseosa. A presiones mayores que ésta, las moléculas de la superficie no son capaces de abandonar la superficie del líquido. La presión de vapor es una función de la temperatura y de las características del líquido.

Carga Dinámica Total.

Es la suma algebraica de la carga dinámica de descarga y la carga dinámica de succión, se conoce también como presión diferencial.

Cavitación.

El término proviene del vocablo cavidad y ocurre cuando la presión en la línea de succión cae por debajo de la presión de vapor del líquido, en estas condiciones el líquido experimenta vaporizaciones creándose burbujas de vapor del líquido (cavidades) que más tarde se contraen nuevamente al alcanzar presiones mayores provocando aceleración de porciones de masa líquida que hacen el efecto de partículas golpeando las paredes y produciendo deterioro en el material y vibración en el sistema.

Carga de Velocidades (energía cinética).

Es la carga o presión necesaria para acelerar el líquido, este término es también conocido como energía cinética.

Carga Neta Positiva de Succión NPSH.

Este término es utilizado para determinar la carga mínima que se debe tener en la succión para evitar problemas de cavitación. Es importante distinguir entre el NPSH requerido y el NPSH disponible. El primero es el resultado de análisis de laboratorio y expresa las pérdidas de carga en el interior de la bomba, en tanto que el NPSH disponible es el resultado de las características de la instalación. El NPSH disponible es calculado de la siguiente manera

$$\text{NPSH} = P - P_{pv} + H_z - H_f$$

En donde : NPSH Carga Neta Positiva de Succión

Pa	Presión absoluta
Ppv	Presión de vapor del líquido
H _z	Columna de líquido
H _f	Carga de pérdidas por fricción

Todo expresado en [m] de columna de líquido

Para el caso de instalaciones existentes es posible tomar la lectura de presión con un manómetro en la succión misma que incluye los términos de carga estática y pérdidas por fricción por lo que se puede expresar la fórmula anterior de la siguiente manera:

$$\text{NPSH} = P_a + P + H_v - P_{pv}$$

En donde : NPSH Carga Neta Positiva de Succión

Pa	Presión absoluta.
P	Presión manométrica
H _v	Carga de velocidades
P _{pv}	Presión de vapor del líquido

Potencia al Freno BHP.

BHP (break horse power) es la potencia requerida para operar la bomba y es estimada según el tipo de bomba por las siguientes expresiones:

$$P = \frac{CDT \cdot Q \cdot \gamma}{75}$$

Bombas Centrifugas

$$P = \frac{Pdif \cdot Q}{1745}$$

Bombas de desplazamiento positivo

Existen algunas ecuaciones empíricas que se han desarrollado y que resultan de utilidad para relacionar el diámetro del impulsor con la capacidad de una bomba en cuanto a caudal manejado, carga dinámica total y potencia. A estas relaciones se les conoce como leyes de afinidad y se expresan de la siguiente manera.

- El gasto varía directamente proporcional a la velocidad del impulsor y/o al diámetro del mismo.
- La carga varía directamente proporcional al cuadrado de la velocidad del impulsor y/o el cuadrado del diámetro del mismo.
- La potencia al freno varía directamente proporcional al cubo de la velocidad del impulso y/o al cubo del diámetro del mismo.

Pasos para la Selección de una Bomba.

-Conocer las características del fluido (paquete de fluido)

El primer paso en la selección de una bomba es conocer las características del fluido tanto físicas como químicas. El banco de datos del simulador contiene una amplia base de datos de propiedades físicas y químicas de una gran diversidad de compuestos utilizados en la industria. Adicionalmente a lo anterior es posible crear compuestos hipotéticos, es decir, compuestos que se pueden ajustar de manera muy cercana a fluidos específicos de los que se conocen muy pocas propiedades.

-Cálculo del Sistema (Carga Dinámica Total CDT)

El cálculo del sistema consiste en determinar la carga dinámica total de la bomba que se obtiene como una suma algebraica entre la carga dinámica de descarga y la carga dinámica de succión.

-Selección de la Bomba (con gasto, CDT y gráfica de cobertura de fabricantes).

Una vez calculada la carga dinámica total, es localizada el punto que tiene por coordenadas esta carga CDT y el gasto volumétrico de la bomba, en las gráficas de la curva de operación de diferentes bombas dadas por diversos fabricantes, de esta manera se determina el diámetros del impulsor, y con esto la bomba.

-Identificación del punto de operación en la curva de operación.

Una vez seleccionada la bomba es posible graficar el punto de operación en la curva característica de la bomba y verificar que operará correctamente bajo las condiciones de operación dadas.

-Determinación de la potencia del motor.

La determinación de la potencia del motor para la bomba se hará mediante las ecuaciones previamente especificadas, mediante las curvas de operación proporcionada por el fabricante y/o mediante las leyes de afinidad.

Hojas de Datos de Equipo.

El cálculo de bombas se lleva a cabo por los métodos arriba mencionados. Estos cálculos sientan las bases para un posterior desarrollo de la ingeniería de detalle del equipo, es decir, el desarrollo del diseño mecánico y diseño hidráulico.

La obtención de la ingeniería de detalle de cada equipo cae fuera del alcance del presente trabajo, sin embargo, debido a que el resultado de esta ingeniería es condensado en las hojas de datos del equipo, que posteriormente sirve para solicitar cotizaciones a fabricantes o proveedores, a continuación se presenta la hoja de datos de bombas.

Estas hojas de datos se han considerado ya que son uno de los documentos principales que deberá estar incluido en el modelo tridimensional (3D). Si bien es cierto que en este documento se vierte información que ya ha sido incluida como tabla en los formatos¹ de transferencia de modelos 3D, es deseable y recomendable contar esta información dispuesta como hoja de datos, de tal suerte que pueda ser consultada, copiada o editada para ser modificada.

En las hojas de datos han sido incluidos grupos que muestran información específica. En el primer grupo se muestran datos que corresponden a información general del equipo, proyecto y planta. En un segundo grupo se muestran datos sobre el funcionamiento de la bomba tales como curva utilizada, el NPSH requerido, eficiencia de diseño, columna máxima de diseño alcanzada por el equipo, flujo mínimo manejado y si cuenta con plan de lubricación.

El grupo condiciones de operación contiene todos las condiciones bajo las cuales va a operar la bomba, se incluyen asimismo grupos de materiales de construcción, pruebas, dimensiones de las boquillas e impulsor y finalmente información sobre las características del motor eléctrico o turbina de vapor.

De manera poco usual pero de gran utilidad, se han introducido grupos gráficos que muestran por un lado la curva propuesta para la aplicación y por otro el arreglo de la misma con el objeto de tener toda la información necesaria del sistema de bombeo.

¹ En el capítulo III se presentan las tablas de transferencia de información hacia modelos tridimensionales.

COMPRESORES

Los compresores son dispositivos utilizados para incrementar la presión de fluidos en fase gaseosa, no obstante que estos dispositivos son utilizados para aumentar la presión, en muchas ocasiones también son utilizados para generar presiones menores a la atmosférica. Incrementar o disminuir la presión en un gas puede ser consecuencia de los siguientes requerimientos:

Presiones altas para proceso

Generación de vacío para proceso

Manejo de aire comprimido para control (transferencia de fuerza neumática)

Alimentación de aire para combustión

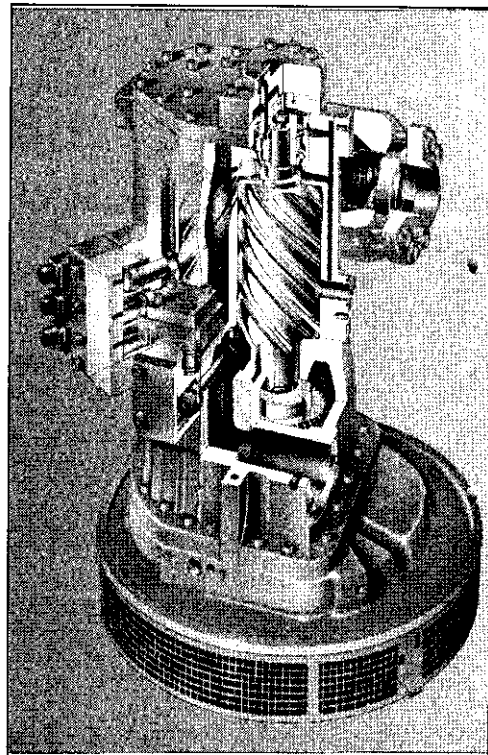
Transporte de gases

Clasificación de compresores.

Los compresores se pueden clasificar de una manera general en:

- De desplazamiento positivo (flujo intermitente)
- Contínuos
 - Dinámicos
 - Eyectores

Al igual que las bombas, se dice que un compresor es de desplazamiento positivo porque produce presión a expensas de reducir el volumen de control. Los compresores dinámicos producen presión al incrementar la energía cinética del fluido mediante un impulsor, por su parte los eyectores producen presión al incrementar la energía cinética de los gases mediante un difusor.



Una clasificación más específica es la que a continuación se presenta:

- Desplazamiento positivo
 - Reciprocantes
 - Rotatorios
 - Paletas
 - Lóbulos
- Contínuos
 - Dinámicos
 - Centrífugos
 - Flujo axial
 - Eyectores

Términos, Definiciones y Conceptos.

Es importante revisar la terminología de uso cotidiano en el diseño y selección de compresores, por lo que a continuación se presenta un pequeño sumario de términos, definiciones y conceptos.

Condiciones Normales.

Las condiciones normales de presión y temperatura a que se refieren las mediciones de volúmenes en el manejo de compresores son: 14.6 psia y 60°F.

Presión Absoluta.

En el vacío absoluto la fuerza por unidad de área que deberían ejercer las partículas de materia sobre la pared de algún recipiente cerrado conteniendo este vacío es nula como consecuencia de la ausencia de partículas. A este punto se le conoce como cero absoluto de presión y es el punto de partida del cual se inicia la escala absoluta de presiones a diferencia de la escala relativa a la presión atmosférica en donde se toma como punto de partida la presión atmosférica, es decir, en un recipiente abierto conteniendo aire se dice que se ejerce una presión de cero en las paredes del mismo en la escala relativa de presiones, mientras que en la escala absoluta se dice que se ejerce una atmósfera de presión. Por lo anterior la presión absoluta es la presión que se mide en una escala que parte de cero y es la suma aritmética de la presión atmosférica más la presión relativa denominada generalmente manométrica.

Temperatura Absoluta.

Considerando la temperatura como un índice del contenido de energía cinética de las moléculas de algún cuerpo de acuerdo al teoría cinética, se dice que un cuerpo se encuentra en el cero absoluto de temperatura cuando sus partículas constituyentes cesan su movimiento permaneciendo estáticas. A partir de este punto se hacen las mediciones y entonces se dice que se está utilizando una escala absoluta de temperaturas.

Altitud.

Es la elevación sobre el nivel del mar.

Capacidad.

La capacidad de un compresor es la cantidad de gas (aire) que éste entrega al operar entre la presión de entrada y la presión de descarga. Para un eyector la capacidad se mide en lbs/hr.

Compresibilidad.

Es un factor que indica el grado de desviación de un gas real con respecto a un gas ideal, al incluir este factor en la ecuación de gases ideales es posible utilizar ésta y aplicarla para el comportamiento de un gas real con un mayor grado de ajuste al fenómeno.

Eficiencia de Compresión .

Es la razón del trabajo teórico requerido para comprimir una cierta cantidad de gas, al trabajo real requerido para comprimir esa misma cantidad a las mismas condiciones expresada como porcentaje.

Relación de Compresión.

Es la relación de la presión absoluta de descarga y la presión absoluta de entrada. Generalmente esta relación se aplica a una sola etapa de compresión, aunque en ocasiones se aplica a un compresor multietapas.

Temperatura Crítica de Compresión.

Es la temperatura más alta a la cual un gas puede ser licuado.

Presión Crítica de Compresión.

Es la presión de vapor más elevada que un líquido puede ejercer, es decir, es la presión de saturación a la temperatura crítica.

Punto de Rocío.

Es la temperatura a la cual el vapor contenido en un gas comienza a condensar.

Temperatura de Bulbo Seco.

Es la temperatura ambiente medida en condiciones exentas de humedad.

Temperatura de Bulbo Húmedo.

Es la temperatura alcanzada por una superficie húmeda al ser expuesta al aire y alcanzarse un equilibrio dinámico entre el gas y el líquido al ceder el gas una cantidad de calor igual a la que el líquido requiere para ser evaporado.

Humedad (a veces denominada humedad absoluta).

Es la cantidad de vapor de agua contenida en un gas y expresada en unidades de masa de vapor por masa de gas.

Humedad Relativa.

Es el cociente de dividir la presión parcial del vapor de agua a una temperatura por la presión de vapor del agua a esa misma temperatura expresada como porcentaje.

Humedad Específica.

Es el cociente de dividir el peso de vapor de agua en una mezcla aire-vapor, por el peso del aire seco de la mezcla y expresada generalmente como unidades de masa de vapor por unidad de masa de aire seco.

Aire Normal.

Es el término usado para el aire atmosférico promedio a nivel del mar. Se define en el código para compresores de desplazamiento de ASME como aire a una presión de 14.696 pisa, a una temperatura de 68°F, con una humedad relativa de 36%, una densidad de . 75 lb/pie3.

Unidades Generalmente Manejadas.

Pie3/min	(cfm)
Pie3 estándar/min	(csfm)
Millones de pie3/24 hrs.	(MMCFD)
m3/seg	(cmm)
libras por hora	(lbs/hr)
kilogramos por hora	(kgs/hr)
moles por hora	(mol/hr)

Selección de Compresores.

La selección de un compresor debe basarse en la aplicación, así para manejar grandes volúmenes de gas a presiones moderadas es recomendable un compresor centrífugo, en tanto que para el manejo de cantidades menores de aire a grandes presiones se prefiere un reciprocante.

Los compresores operan en la industria en general, a presiones menores de 500 psig, sin embargo, la mayoría de estos operan realmente a presiones menores de 125 psig. A continuación se presenta una serie de factores para la selección de compresores de acuerdo a:

- Energía Requerida Los compresores reciprocantes suelen ser los mejores desde este punto de vista (más económicos) seguidos por los centrífugos.
- Cimentaciones En general los compresores rotativos requieren una cimentación menos robusta que sus análogos reciprocantes.

- Control La variación en la demanda desde cero hasta capacidad completa es un factor importante económicamente. En este sentido el compresor recíprocante tiene ventaja.

- Aire libre de Aceite Los compresores dinámicos proporcionan aire libre de aceite aunque es posible obtener diseños especiales de otros tipos también libre de aceite.

Hojas de Datos de Equipo.

El cálculo de compresores se lleva a cabo por los métodos arriba mencionados. Estos cálculos sientan las bases para un posterior desarrollo de la ingeniería de detalle del equipo de otras especialidades, como es el desarrollo del diseño mecánico.

La obtención de la ingeniería de detalle de otras especialidades diferentes a la de proceso de cada equipo cae fuera del alcance del presente trabajo, sin embargo, debido a que el resultado de esta ingeniería es condensado en las hojas de datos del equipo, que posteriormente sirve para solicitar cotizaciones a fabricantes o proveedores, a continuación se presenta la hoja de datos de compresores.

Estas hojas de datos se han considerado ya que son uno de los documentos principales que deberá estar incluido en el modelo tridimensional (3D). Si bien es cierto que en este documento se vierte información que ya ha sido incluida como tabla en los formatos² de transferencia de modelos 3D, es deseable y recomendable contar esta información dispuesta como hoja de datos, de tal suerte que pueda ser consultada, copiada o editada para ser modificada.

En la hoja de datos han sido incluidos grupos que muestran información específica. En el primer grupo se muestran datos que corresponden a información general del equipo, proyecto, planta, etc.. En un segundo grupo se muestran datos sobre condiciones de operación en la succión y en la descarga. Seguido al anterior se encuentra un grupo de servicios en donde se incluyen las características del elemento motriz del compresor (motor eléctrico o turbina de vapor).

Ha sido contemplado en un grupo sobre las propiedades del gas, finalmente se incluye un grupo gráfico dedicado al esquema del equipo.

Se observa que la hoja de datos no contiene información específica del proyecto como en el caso de las hojas de datos de otros equipos. Esto como consecuencia de que no se llevó a cabo ninguna simulación de compresor como previamente se especificó en el alcance de este documento.

² En el capítulo III se presentan las tablas de transferencia de información hacia modelos tridimensionales.

FENÓMENO DE INESTABILIDAD EN COMPRESORES (SURGE)

El suministro de aire de proceso es generalmente proporcionado por compresores rotativos (tornillo, paletas, lóbulos), centrífugos o reciprocantes dependiendo de los requerimientos de presión y volúmenes de aire a manejar.

El control del suministro de aire es gobernado por los requerimientos del proceso y las características de diseño del equipo. Una característica importante es que la curva de operación de los compresores centrífugos presenta un máximo en donde para una presión dada se pueden tener dos gastos, lo que provoca inestabilidad en el compresor. Para evitar llegar a este punto de inestabilidad (surge) se han desarrollado modos de control que restringen el rango de operación evitando la entrada del compresor en la zona de inestabilidad.

En el caso específico de los compresores centrífugos, el sistema de control incluye todos los dispositivos necesarios para controlar presión asegurando además una operación confiable con respecto a la lubricación,

CÁPSULA No. 4.4.1 (modos de control)

Control Modulado

Este modo de control mantiene el sistema a una presión constante lo cual se logra regulando la válvula de admisión dentro del rango de estrangulación del compresor. El compresor está a capacidad máxima cuando la válvula de admisión V-2 está totalmente abierta y la válvula de desvío V-1 está totalmente cerrada. A capacidad plena el compresor está operando en el punto A de la curva de operación (ver figura anexa de control modulado).

A medida que disminuye la demanda de flujo se mantiene la presión de descarga constante reduciendo el flujo que va al sistema estrangulando la válvula de admisión V-2 y manteniendo la válvula de desvío totalmente cerrada. El compresor seguirá los cambios de demanda de flujo que se muestran en la figura entre los puntos A y B estrangulando la válvula de admisión.

A medida que se reduce la entrega de flujo y se alcanza el rango máximo de estrangulación en la admisión, el compresor se aproxima a su punto de inestabilidad. Cualquier reducción posterior en la capacidad del compresor causará inestabilidad en la unidad y permitirá su operación dentro de esta región. Para prevenir lo anterior la válvula de admisión V-2 se mantiene abierta mediante la señal de control en el punto máximo de estrangulación en la admisión. Cuando los requerimientos de flujo del sistema continúan reduciéndose por debajo del rango de estrangulación de admisión del compresor, éste continuará siguiendo estas demandas dejando escapar el exceso de aire a través de la válvula de desvío V-1. El compresor seguirá las demandas de flujo entre los puntos B y C por medio de la estrangulación de la válvula de desvío V-1.

Control Dual (dos pasos)

Este modo de control funciona el compresor entre dos presiones predeterminadas y opera el equipo desde la capacidad total hasta la capacidad cero. Cuando el sistema alcanza la presión de corte para operar (conexión), el compresor carga abriendo la válvula de admisión y cerrando la válvula de desvío. El compresor seguirá la curva natural hasta la presión de corte para dejar de operar (desconexión) en donde la unidad descarga cerrando la válvula de admisión y abriendo la de desvío.

Cuando el compresor carga en dos pasos irá al punto D en la curva de operación. La válvula de admisión V-2 estará completamente abierta y la válvula de desvío V-1 estará completamente cerrada (ver figura anexa de control dos-pasos).

A medida que la presión del sistema aumenta a un valor igual al punto B en la curva de operación el interruptor de control de dos pasos causará la descarga del compresor, punto C.

El compresor descarga al abrir completamente la válvula de desvío V-1 y cerrar la válvula de admisión V-2 hasta una posición que le sea permitida por el regulador del límite de descarga.

A medida que la presión baja hasta un valor igual al punto D en la curva de operación el interruptor de control de presión dos pasos cargará el compresor.

El modo de operación modulado en el panel de control dual, es utilizado frecuentemente cuando la demanda del sistema es superior al 50 % de la capacidad del compresor y constante. El modo de operación dual es utilizado cuando la demanda del sistema es inferior al 50% de la capacidad del compresor.

Control Dual Automático

Este control funciona como una combinación del control modulado y dual. Cuando los requerimientos de capacidad están dentro del rango de estrangulación del compresor el compresor opera eficientemente mediante la estrangulación automática de la válvula de admisión para mantener la presión constante. Si los requerimientos de capacidad decrecen abajo del rango máximo de estrangulación, el compresor descargará. Cuando la presión del sistema se reduce hasta un valor predeterminado de conexión, el compresor se irá a plena carga. El compresor seguirá la curva natural a la presión establecida y responderá a las demandas del sistema permaneciendo a plena carga o estrangulando y después descargando.

Cuando los requerimientos de capacidad se encuentran dentro del rango de estrangulación del compresor, éste opera eficientemente estrangulando automáticamente la válvula de admisión para mantener la presión constante. Si los requerimientos de capacidad disminuyen por debajo del rango máximo de estrangulación el compresor descargará. Cuando la presión del sistema disminuye hasta una presión de conexión preseleccionada el compresor irá a carga plena. El equipo seguirá la curva natural al ajuste de presión constante y responderá a los requerimientos de demanda del sistema manteniéndose a carga plena o estrangulando y después descargando.

Cuando el compresor carga en modulado + dual, irá al punto D de la curva de operación. La carga se efectúa por medio de la apertura total de la válvula de admisión V-2. La válvula de desvío V-1 se cerrará completamente (ver figura anexa de control dual automático).

A medida que la presión del sistema aumente a un nivel de presión igual al punto A el controlador enviará la señal a la válvula de admisión V-2 para que estrangule. El compresor continuará siguiendo la demanda de flujo del sistema entre los puntos A y E.

vibración, temperatura y adicionalmente un dispositivo sensor de oleaje (surge, inestabilidad) el cual protege al compresor de operar en esta región de inestabilidad mandando descargar el equipo, en la cápsula 4.4.1 se explican los modos de control de los compresores.

CLIENTE	UNAM	CVE. EQUIPO	
PLANTA	ETANOLAMINAS	FABRICANTE	
LOCALIZACION	COATZACOALCOS, VER.	TAMAÑO Y MODELO	
CONTRATO		ESTANDARES	API 610 ANSI B16.5
FECHA		CANTIDAD	

FUNCIONAMIENTO

CURVA PROPUESTA

NPSH REQUERIDO

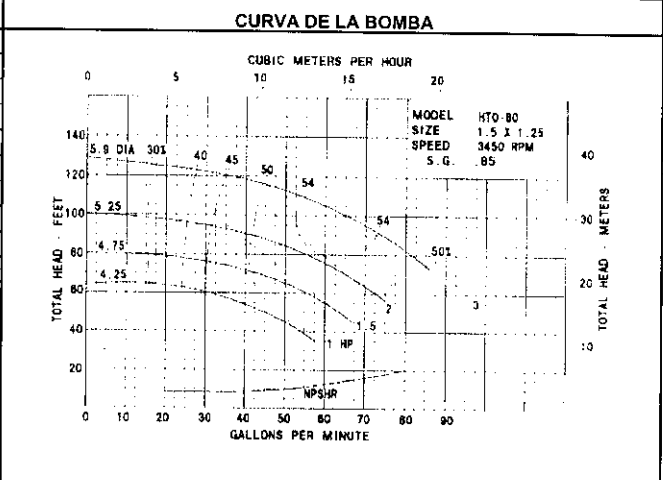
EFICIENCIA DE DISEÑO

COLUMNA MAX. DE DISEÑO

FLUJO MINIMO

ROTACION VISTA DESDE EL COPLE

PLAN DE LUBRICACION

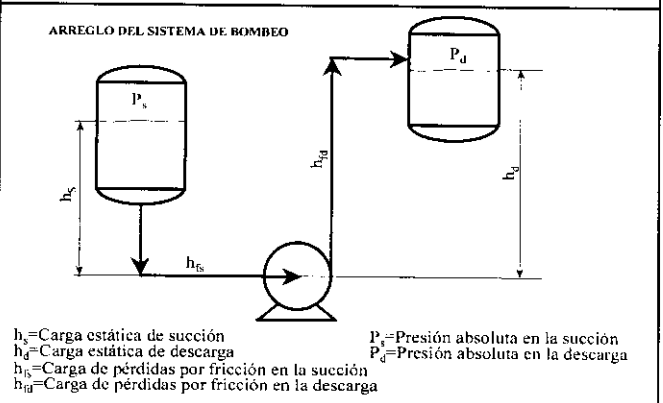


CONDICIONES DE OPERACION

	MKS	(S.I.)
LIQUIDO	ACL	
TEMP. DE BOMBEO °C (°F)	172.00	341.60
P VAPOR LIQUIDO Kg/cm2 abs (PSIA)	0.50	7.10
VISCOSIDAD LIQUIDO Pas. (CP)	2.7E-04	2.7E-01
DENSIDAD LIQUIDO		
CORROSION / EROSION	H2S	
Q NORMAL m3/h. (GPM)	99.14	436.52
Q DISEÑO m3/h. (GPM)	114.01	502.00
P DESC. Kg/cm2 man. (PSIG)	9.31	132.43
P SUCC. Kg/cm2 man. (PSIG)	1.58	22.52
PRESION DIF. Kg/cm2 (PSI)	7.73	109.92
CARGA DIF. M. (FT)	110.40	362.19
NPSH DISP. M. (FT)	30.28	99.33
POT. HIDRAULICA KW. (HP)	23.99	32.21

MATERIALES DE CONSTRUCCION

CLAVE MATERIAL	
(I) HIERRO FUNDIDO	CARCAZA
(B) BRONCE	IMPULSOR
(S) ACERO	CAMISA EMPAQUE
(C) CROMO	CAMISA SELLO
(A) ALEACION	PARTE de DESAGASTE
(E) ENDURECIDO	FLECHA
(P) RECUBIERTO	INTERNOS
(X) AC. INOXIDABLE 316	



PRUEBAS

	ATESTIGUADA	NO ATESTIGUADA
COMPORTAMIENTO DE TRABAJO		
HIDROSTATICA		
NPSH		

BOQUILLAS

	DIAM	CLASIF. ANSI	CARA	POSICION
SUCCION				
DESCARGA				

OTROS

	DISENO	MAXIMO	TIPO
DIAM IMPULSOR			
BALEROS	RADIAL		AXIAL
COPLE Y GUARDA	TIPO		CODIGO / CLASE
SELLO MECANICO: CODIGO API/FAB.			
BASE			
NPSH			

MOTOR ELECTRICO

TIPO	ARMAZON	TROPICALIZADO
POTENCIA	VOLTS/FASE/CICLOS	FATCOR SERV.
RPM	CLASIF. NEMA	

TURBINA DE VAPOR

TIPO	P. VAP. ESCAPE	BOQUILLAS	DIAM	ANSI	CARA
POTENCIA	T. VAP. ESCAPE	ENTRADA			
RPM	CONSUMO VAPOR	ESCAPE			
P. VAP. ENTRADA	ESTANDAR				
T. VAP. ENTRADA	BALEROS				

NOTAS:

a) SE APLICARA API-610 8a EDICION

b) PARA SARVICIOS AUX. DE ELECTRICIDAD, VAPOR Y AGUA DE ENFRIAMIENTO VER. REQ. ESPECIFICOS

c) EL FLUJO DE DISEÑO ES POR BOMBA

d) EL FABRICANTE DEBERA PROPORCIONAR LA HOJA DE ESPECIFICACION DE LA BOMBA DE ACUERDO AL API-610

REVISION	0-Pre	1	2	3	4	5	6
FECHA	2-Ago-00						
ELABORADO POR	LGAM						
APROBADO POR	JLR						

CLIENTE: UNAM	PROYECTO: E0D-1329
PLANTA: ETANOLAMINAS	HOJA: 1 DE: 2
LOCALIZACION: COATZACOALCOS, VER.	REQ./O.C. No
CLAVE DEL EQUIPO: C-100	No. DE UNIDADES: UNA
SERVICIO: COMPRESOR DE GASES DE PROCESO	TIPO: CENTRIFUGO

Gas Manejado CASO OPERACION	ETANOLAMINAS			AMONIACO			VAPOR DE AGUA		
	Min.	Nor.	Max.	Min.	Nor.	Max.	Min.	Nor.	Max.
Flujo									
Capacidad									
kg/h									
m³ std / h @ 15°C y 1 atm.									
m³/h a cond. de entrada, P y T									
Peso Molecular									
CONDICIONES DE SUCCION:									
Presión, kg/cm² abs.									
Temperatura, °C.									
Densidad, kg/m³ @ P y T									
Factor de compresibilidad, "Z"									
"k" (cp / cv)									
Humedad relativa, %	VER HOJA DE COMPOSICION ANEXA								
CONDICIONES DE DESCARGA:									
Presión, kg/cm² abs.									
Temperatura, °C.									
"Z" Estimada, @ T									
"k" Estimada, @ T									

Accionador: **Turbina de vapor a condensación** Presión atmosférica: **1.03 kg/cm²**

SERVICIOS AUXILIARES

Energía eléctrica:
 Accionador entre 113-1119 kW -- Volt: -- Fases
 Accionador mayor de 1119 kW -- Volt: -- Fases

Vapor motriz:
 Suministro: Presión, kg/cm² man. 60 Descarga: Presión, kg/cm² man. Vacio
 Temperatura, °C 482 Temperatura, °C _____
 Flujo disponible, m³/h _____ **El requerido**

Agua de enfriamiento:
 Presión, kg/cm² man. 4.5 Suministro 3.0 Retorno min.
 Temperatura, °C 32 Suministro 42 Retorno max.
 Flujo disponible, m³/h _____ **El requerido**

PROPIEDADES DEL GAS

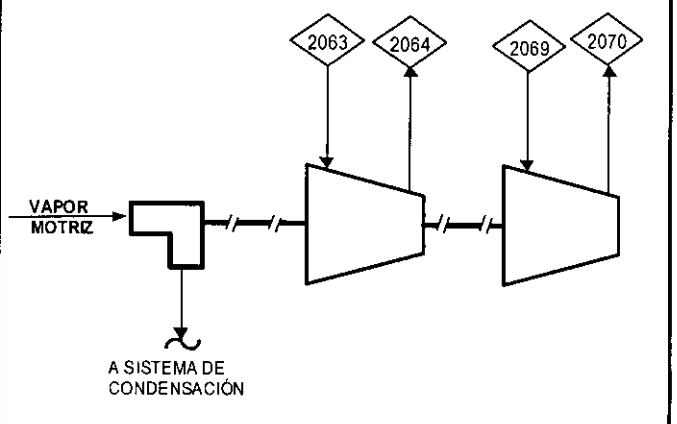
Composición: Ver hoja anexa

Corrosión debido a: H₂, H₂S, Cianuros, Mercaptanos, etc.

Corrosión del aceite lubricante debido a: _____

Degradación del aceite lubricante debido a: _____

- NOTAS**
- 1) Compresor de dos pasos
 - 2) Corresponde a la corriente 2063
 - 3) Corresponde a la corriente 2069
 - 4) La presión de descarga del primer paso es aproximada y podrá ser optimizada por el fabricante del equipo



Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha	---	26-Jul-00						
Elaboró	---	LGAM						
Aprobó	---	JLR						

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO V

EJEMPLO DE SIMULACIÓN

**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTE

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

PROYECTO : PLANTA DE MONOETANOLAMINA, DIETANOLAMINA y TRIETANOLAMINA

A continuación se lleva a cabo el desarrollo de los documentos principales de Ingeniería Básica para la construcción de una planta productora de Etanolaminas partiendo de óxido de etileno y amoniaco en solución acuosa como materias primas.

Lo que se pretende es enmarcar en un contexto general del desarrollo de un proyecto la simulación de procesos, resaltando su importancia como piedra angular en torno a la cual giran las diversas disciplinas de la ingeniería, la procura de equipos y finalmente la construcción y puesta en marcha de la planta.

El índice de materias es el siguiente de acuerdo a lo especificado en el Cap.1

1.- INGENIERÍA BÁSICA.

- Bases de Diseño.
- Descripción de Proceso.
- Diagrama de Flujo de Proceso.
- Balances de Materia y Energía de Proceso.
- Lista de Equipo.

2.- INTRODUCCIÓN DE INFORMACIÓN (ESQUEMAS DE ENTRADA).

- Establecimiento del Sistema de Unidades a Utilizar.
- Establecimiento del Entorno de Simulación (paquete de fluido).
- Establecimiento de los Objetos del Diagrama de Flujo.

Corrientes de Materia
Corrientes de Energía
Operaciones Unitarias (equipos)

- Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso
- Revisión general de Información a través del cuaderno de trabajo.

3. SALIDA DE INFORMACIÓN (ESQUEMAS DE SALIDA)

- Impresión del DFP y Balances de Materia y Energía
- Impresión de Operaciones (Especificación de Equipos)
- Impresión de Corrientes de Materia y Energía

1.- INGENIERÍA BÁSICA.

• Bases de Diseño

a) Generalidades

Se desea instalar una planta de Etanolaminas con capacidad para producir 10,000 tons/año de Dietanolamina. Esto obedece al resultado de un análisis de comportamiento del producto en el mercado mexicano en los últimos años, en donde se ha detectado una demanda insatisfecha de 11,000 tons al año.

Las etanolaminas forman parte de una importante familia de compuestos químicos denominados alcanolaminas. El nombre de se deriva del hecho de que estos compuestos presentan en su molécula una cadena de alcano con los grupos funcionales OH y NH propios de los alcoholes y las aminas respectivamente.

CÁPSULA 5.1 ETANOLAMINAS

Aquí se mencionan los métodos de obtención más comerciales así como algunas de las aplicaciones más importantes.

MÉTODOS DE OBTENCIÓN

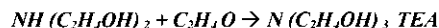
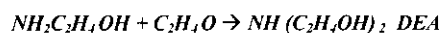
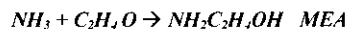
- HALOHIDRINAS-AMONIACO

Las etanolaminas pueden prepararse a nivel laboratorio por diversos métodos siendo uno de los más comunes aquel que se lleva a cabo a partir de halohidrinatas y amoníaco, sin embargo, este método presenta algunos problemas de purificación.

- ÓXIDO DE ETILENO-AMONIACO

Existe un método que es el más utilizado a nivel industrial y parte de óxido de etileno y amoníaco como materia prima para la obtención de mezclas de DEA, MEA y TEA.

Al mezclar óxido de etileno líquido y amoníaco acuoso en exceso a presiones y temperaturas del orden de 10.0 a 20.0 psig. y 30 a 40 °C respectivamente, se efectúan las siguientes reacciones :



Esta mezcla de productos es introducida a un recuperador de amoníaco para recircular el amoníaco no reaccionado, posteriormente la mezcla libre de amoníaco es sometida a una deshidratación para finalmente efectuar una destilación fraccionada obteniendo MEA, DEA y TEA con las purezas deseadas.

APLICACIONES

La importancia de las etanolaminas, en los múltiples usos y aplicaciones industriales que han encontrado como son el proceso de endulzamiento de gas natural y la fabricación de detergentes, entre otros

ENDULZAMIENTO DE GASES

En el proceso de endulzamiento de gases se utilizan soluciones de MEA, DEA y TEA para la eliminación de gases ácidos.

CÁPSULA 5.1 (Continuación)

MONOETANOLAMINA (MEA)

Es la base más fuerte de las etanolaminas por lo que reacciona rápidamente con los gases ácidos. Permite eliminar sulfuro de hidrógeno y bióxido de carbono. Tiene gran capacidad para eliminar los gases ácidos, por lo que se requiere de cantidades pequeñas de solución absorbidora en relación con la DEA y la TEA.

Una desventaja de la MEA es que reacciona irreversiblemente con sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono, esto ocasiona pérdidas de la solución, así mismo presenta una presión de vapor elevada ocasionando pérdidas por vaporización.

DIETANOLAMINA (DEA)

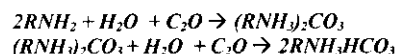
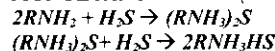
El comportamiento de la DEA en el proceso de edulzamiento de gases es similar al de la MEA siendo la reacción con disulfuro de carbonilo la principal diferencia ya que la DEA reacciona muy lentamente con estos compuestos. Como consecuencia de lo anterior es especialmente empleada para el edulzamiento de gases que contienen grandes cantidades de sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono.

TRIEANOLAMINA (TEA)

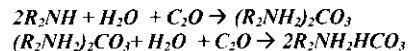
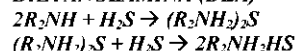
Esta ha sido desplazada por la MEA y DEA en este proceso a pesar de haber sido la primera utilizada para este fin. Su principal ventaja es que es selectiva hacia el sulfuro de hidrógeno.

Las reacciones que se llevan a cabo en este proceso se presentan a continuación.

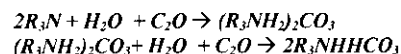
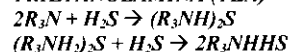
MONOETANOLAMINA (MEA)



DIETANOLAMINA (DEA)

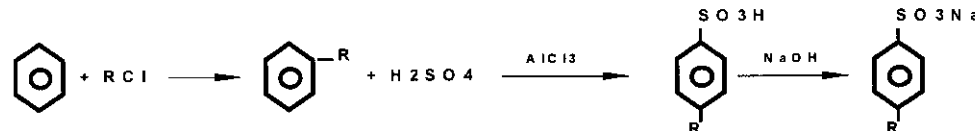


TRIEANOLAMINA (TEA)



FABRICACIÓN DE DETERGENTES

Las etanolaminas y ácidos grasos en soluciones de amidas ligeramente alcalinas son usadas ampliamente en la fabricación de detergentes. El componente surfactante aniónico de la mayoría de los detergentes líquidos está formado por una sal de la alcanolamina de sulfonato de alquilbenceno lineal.



COSMÉTICOS

En la industria de los cosméticos las etanolaminas constituyen importantes materias primas para la elaboración de cremas y lociones.

TEXTILES

Las etanolaminas aumentan la velocidad de difusión de los tintes en fibras como el algodón, el rayón y el poliéster. El tratamiento de lana con MEA seguido de un tratamiento con vapor imprime rigidez y durabilidad en los dobleces de telas así procesadas. La etanolaminas son empleadas como agentes antiestáticos en fibras sintéticas.

b) Proceso.

El proceso se lleva a cabo en dos etapas, a saber:

- 1).- Proceso de Reacción.
- 2).- Proceso de Separación y Purificación de los Productos

- 1).- Proceso de Reacción.

El amoníaco anhidro es alimentado a un tanque de almacenamiento y posteriormente a un mezclador para preparar la solución amoniacal al 30% en peso. De este recipiente es alimentada la solución amoniacal a un reactor al tiempo que se alimenta óxido de etileno con un exceso de 3 moles de NH_3 por 1 de $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ para llevar a cabo adecuadamente la reacción que producirá la cantidad requerida de etanolaminas.

- 2).- Proceso de Separación y Purificación de los Productos

La corriente procedente del reactor es alimentada a un tanque de balance y luego a un separador tipo flash para la separación de amoníaco en donde se recupera este compuesto.

La corriente del domo rica en amoníaco es enviada hacia un tanque de almacenamiento mientras que la corriente procedente del fondo pobre en amoníaco es almacenada en el tanque de balance y posteriormente alimentada a una torre de destilación de agua.

Esta torre tiene por objeto eliminar por destilación el agua contenida en la mezcla de productos. Por el domo se extrae casi la totalidad del agua y el amoníaco remanente para ser recirculados, en tanto que del fondo sale una corriente rica en MEA, DEA y TEA que es enviada hacia otro tanque de balance.

De este tanque se alimenta una corriente a una torre de destilación para obtener MEA. De este equipo por el domo se obtiene MEA con un alto grado de pureza en tanto que del fondo sale una mezcla de DEA y TEA.

La corriente procedente del fondo de la torre es enviada a un tanque para ser alimentada a una torre de destilación de DEA.

Por el domo de esta última torre se obtiene DEA con una pureza del 99% en tanto que del fondo se obtiene TEA también con un alto grado de pureza.

c) Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad

Se requiere una producción de 10,000 Tons/Año con un factor de servicio de la planta de 360 días al año con posibilidades de duplicar el nivel de producción mediante la instalación de una nueva línea de proceso.

d) Materias Primas.

El proceso requiere de óxido de etileno y amoníaco como materias primas, en la tabla siguiente se muestran las propiedades físicas de la materia prima.

Propiedades Físicas del Amoníaco y Óxido de Etileno.

	AMONÍACO	ÓXIDO DE ETILENO
Fórmula	NH ₃	C ₂ H ₄ O
Peso Molecular	17.00	44.05
Densidad (gr/cm ³)	0.639 @ 0°C	0.899 @ 0 °C
Gravedad Específica	0.7700 @ 0°C	0.87 @ 20 °C
Viscosidad Absoluta (cP)	0.30	
Viscosidad Cinemática (cSt)		más ligero que H ₂ O
Presión de Vapor	8.5 atm	1095 mmHg
Temperatura de Ebullición (°C)	-33.45	10.35
Temperatura de Fusión (°C)	-77.70	-112.15
Temperatura de Flasheo (°C)	650.00	-18.00
Capacidad Calorífica	ver Tab 05	ver Tab 05
Temperatura Crítica (°C)	132.45	195.85
Presión Crítica (atm)	111.30	71.00
Pureza (comercial)	99.5 / 99.97%	
Pureza (proceso)		
Densidad del gas (aire=1)	0.5971	1.4900

El amoníaco utilizado será en solución acuosa al 30%.

e) Especificación de los Productos.

Propiedades Físicas

Estos compuestos son líquidos incoloro-amarillentos a temperaturas ambiente, presentan un marcado olor amoniacal y una alcalinidad semejante a las de las aminas simples, son solubles en compuestos polares como el agua y los alcoholes, tienen puntos de ebullición elevados y son generalmente viscosos y más densos que el agua. A continuación se presentan algunas de las más importantes propiedades físicas de la monoetanolamina, DIETANOLAMINA y la trietanolamina.

Propiedades Físicas.

	MEA	DEA	TEA
Fórmula	NH ₂ C ₂ H ₄ OH	NH(C ₂ H ₄ OH) ₂	N(C ₂ H ₄ OH) ₃
Peso Molecular	61.08	105.14	149.19
Densidad (gr/cm ³)	1.017 @ 20 °C	1.088 @ 20 °C	1.122 @ 20 °C
Gravedad Específica	1.0179 @ 20 °C	1.0966 @ 20 °C	1.1242 @ 20 °C
Viscosidad Absoluta (cP)		351.9 @ 25 °C	
		53.85 @ 60 °C	
Viscosidad Cinemática (cSt)	100-2000 cSt	100-200 cSt	50-500 cSt
Presión de Vapor	0.4 mmHg		
Temperatura de Ebullición (°C)	170.50	268.00	340.00
Temperatura de Fusión (°C)	10.50	28.00	21.20
Temperatura de Flasheo (°C)			
Capacidad Calorífica	Ver Tab 05	ver Tab 05 B	ver Tab 05 B
Temperatura Crítica (°C)	340.85	442.10	
Presión Crítica (atm)	44.00	32.10	
Pureza (comercial)	98%	95%	80%
Pureza (proceso)	99%	99%	99%
Densidad del gas (aire=1)	2.1000	3.6500	5.1000

f) Condiciones de las Alimentaciones y Productos en LB.

El manejo del óxido de etileno exige un especial cuidado por lo que será manejado en carros tanque (con válvula limitadora de flujo en pierna del tanque), ya que requiere etiqueta roja en los E.U. debido a que su concentración máxima permisible es e 50 ppm por ser un producto cancerígeno y tener un nivel de explosividad en el aire de 3.8 a 100%. La presurización del tanque de almacenamiento de óxido de etileno se hará mediante nitrógeno contenido en un tanque de almacenamiento dedicado especialmente para tal fin. Las líneas de descarga y alimentación deberán ser aisladas y con trazas de enfriamiento. La alimentación al reactor deberá contener doble válvula check. Los tramos de tubería en donde se pueden presentar estancamientos deberán contener válvulas de alivio, asimismo se deberán efectuar operaciones de barrido de tuberías en paros de planta por mantenimiento. La instalación del tanque de almacenamiento de óxido de etileno deberá hacerse en un área aislada, alejada del proceso, con conexiones a tierra.

El amoniaco se manejará grado comercial con una pureza de 99.5% peso y posteriormente por dilución con agua se obtendrá la solución al 30% peso para el proceso.

El producto principal DEA y los productos secundarios MEA y TEA serán puestos en límite de batería como líquido con la infraestructura necesaria para la carga de tanques y cilindros.

g) Disposición de Residuos.

Dadas las características del proceso no hay residuos hacia el exterior de la planta ya que estos son recirculados en el mismo.

h) Instalaciones Requeridas de Almacenamiento.

La DEA y TEA pueden ser almacenadas por tiempos cortos en taqnues de acero al carbón, sin embargo, para tiempos mayores es necesario usar tanques de acero inoxidable o de aluminio para evitar contaminación y decoloración del producto. Los tanques de almacenamiento contarán con un sistema de presurización con nitrógeno para evitar pérdidas de producto por evaporación.

Los tanques de almacenamiento de óxido de etileno deberán ser diseñados con descarga superior mediante tubo buzo, el llenado de estos recipientes no deberán exceder el 85%. Este tanque requerirá estar presurizado a 7 kg/cm^2 con un gas inerte o nitrógeno y enfriado a una temperatura de -10°C , además de contar con dos válvulas de seguridad operando una u otra con válvula de cambio.

La instrumentación del tanque de almacenamiento de óxido de etileno deberá ser redundante con principio diferente de operación y con alarmas.

i) Servicios Auxiliares.

Los requerimientos de servicios auxiliares serán los siguientes:

Agua, vapor, aire, gas natural, nitrógeno, energía eléctrica, etc., ver detalle en cápsula 5.2.

j) Sistemas de Seguridad.

Se requerirá de una red de protección contra incendio en el área de proceso. Criterios de diseño conforme a la NFPA.

Además se requerirán hidrantes y monitores, así como extinguidores, regaderas de emergencia y lavaojos.

k) Localización de la Planta.

Después de aplicar el método matricial de ponderación la planta se ubicará en Coatzacoalcos Veracruz.

l) Condiciones Climatológicas. Coatzacoalcos, Ver.

Elevación S.N.M. 25 m.
 Presión barométrica 760 mm Hg.
 Atmósfera corrosiva brisa de mar

CÁPSULA 5.2 (Servicios auxiliares)

Agua para proceso (preparación de solución de amoniaco al 30% peso)

Flujo = 25 Kg/hr

PH= 7.0

pureza 99%

Agua de enfriamiento

	<i>entrada</i>	<i>retorno</i>
<i>Presión en L.B.</i>	<i>4.2 kg/cm² man</i>	<i>2.0 kg/cm² man</i>

<i>Temp. en L.B.</i>	<i>27.8°C</i>	<i>42°C</i>
----------------------	---------------	-------------

PH (6.8 a 7.0)

Flujo = 237 m³/Hr

Agua para generación de vapor

<i>sólidos</i>	<i>alcalinidad</i>	<i>sólidos</i>	<i>silice</i>
<i>totales</i>	<i>total</i>	<i>suspensidos</i>	
<i>(ppm)</i>	<i>(ppm)</i>	<i>(ppm)</i>	<i>(ppm)</i>

<i>3500</i>	<i>700</i>	<i>300</i>	<i>125</i>
-------------	------------	------------	------------

Agua para el sistema contra incendio

Presión 12.3 kg/cm² man

Temperatura ambiente

Vapor de calentamiento

Se utilizará vapor de calentamiento de alta presión con las siguientes características

	<i>min</i>	<i>norm</i>	<i>máx</i>
--	------------	-------------	------------

<i>flujo Kg/hr</i>		<i>4000</i>	
--------------------	--	-------------	--

<i>presión Kg/cm² man.</i>	<i>20</i>	<i>22</i>	<i>24</i>
---------------------------------------	-----------	-----------	-----------

<i>Temperatura °C</i>	<i>180</i>	<i>185</i>	<i>190</i>
-----------------------	------------	------------	------------

Gas natural suficiente para la generación de vapor de acuerdo al balance de energía.

Aire de instrumentos

El aire de instrumentos deberá ser suministrado por un sistema especial de aire para instrumentos, a falla de aire se tendrá paro de la planta.

Presión 7.0 kg/cm² man

Punto de rocío -40°C

Impurezas libre de aceite

manómetros sello químico

Gas inerte Nitrógeno

suministrado con una pureza de 99.99%

Presión 7.0 kg/cm² man

Temperatura ambiente

Energía eléctrica.

Se requerirá suministro de energía eléctrica de emergencia a falla de energía eléctrica de CFE en los equipos críticos del proceso.

Los voltajes manejados serán 440 V a tres fases para motores, 220 V una fase a válvulas motorizadas, 115 una fase para instrumentación y control. Todas con una frecuencia de 60 Hz.

Distribución de fuerza con CCM's en cuarto de control, cable tipo THW calibre mínimo de 12 AWG. Se requerirá suministro eléctrico de 24 V. cd para suministro a instrumentos.

Alumbrado.

Se utilizarán lámparas de vapor de mercurio para áreas abiertas y de proceso, en tanto que se utilizarán lámparas fluorescentes para alumbrado interior de oficinas. Deberá contarse con alumbrado de emergencia.

Sistema de intercomunicación requerido de tipo voceo.

Temperatura (°C)

máx.extrema	40.0
máx.prom.	38.0
mín.extrema	12.0
mín.prom.	14.0
Prom.mes	
más caliente	30.7
temp.b.húmedo	27.8

Precipitación pluvial

máx.horaria	121.5 mm
máx diaria	400.0 mm
media anual	324.1 mm

Viento

Dirección vientos dominantes	N-S
Dirección vientos reinantes	N-S
Vel. media	10 Km/Hr
Vel máx.	200 Km/Hr

m) Bases Civiles.

Sismicidad	De acuerdo a zonificación sísmica de la República Mexicana
Drenajes	Acero al carbón (químico), Pluvial (concreto reforzado), Sanitario (asbesto-cemento)

n) Códigos Aplicables.

Civil	Reglamento de Construcciones para el D.F. Manual de Diseño de Obras Civiles C.F.E.
Tuberías	ANSI
Eléctrico	NEC
Mecánico	-Recipientes y columnas sujetos a presión: ASTM Sec.VIII, Div.1 -Tanques de almacenamiento verticales fondo plano API-650 -Cambiadores de calor ASME Sec.VIII, Div.1 y TEMA tipo C
Simbología	La simbología para la elaboración de los diagramas será de acuerdo a la ISA S5.1, S5.2 y S5.3.

o) Condiciones de Operación

REACCIÓN

Presión 6 kg/cm²

Temperatura 25 °C

p) Previsión para Instalaciones Futuras

Se requerirá de el espació suficiente para la instalación de una nueva línea de proceso con el objeto de incrementar la capacidad de la planta en el futuro.

- **Descripción del Proceso.**

El proceso se lleva a cabo en dos etapas, a saber:

- 1).- Proceso De Reacción.
- 2).- Proceso de Separación y Purificación de los Productos

- 1).- Proceso De Reacción.

El amoniaco anhidro es alimentado del tanque de almacenamiento FA-100 (almacenado a 27.8°C y 7 Kg/cm_2) a un tanque de día FA-100A y posteriormente al mezclador MIX-000 para preparar la solución amoniacal al 30% en peso, así mismo en este equipo se recibe el amoniaco recirculado que no reaccionó. De este recipiente es alimentada la solución amoniacal al reactor R-100 por diferencia de presión.

Por otro lado del tanque de almacenamiento FA-000 ($T = -10^{\circ}\text{C}$ y $P = 7\text{ Kg/cm}_2$) se alimenta óxido de etileno al tanque de día FA-000A que a su vez suministra (después de elevar la temperatura de la corriente mediante de un cambiador de calor) la cantidad estequimétrica especificada en el balance de materia, al reactor R-100 mediante un tubo buzo para llevar a cabo la reacción a 25°C y 6 Kg/cm_2 con un exceso de 3 moles de NH_3 por 1 de $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$.

Debido a que el objetivo del presente trabajo es efectuar simulaciones de equipos que representan las diferentes operaciones unitarias del proceso, los tanque de almacenamiento de reactivos y de balance no se muestran en el diagrama de flujo de proceso que se preparó con el simulador ya que en estos equipos no se lleva a cabo ninguna operación unitaria, sin embargo, se han incluido los tanques de productos de los cuales se ha obtenido un sencillo dimensionamiento.

- 2).- Proceso de Separación y Purificación de los Productos

La corriente procedente del reactor es separada mediante la T-101 en dos corrientes, una que va al tanque TK-100 y la otra que es alimentada a un tanque de balance FB-114 y luego al cambiador de calor E-101 para posteriormente llegar al separador de tipo flash V-100 de amoniaco que opera a 80°F y 25 psia (1.7 Kg/cm_2) en donde se recupera este compuesto.

La corriente del domo del tanque tipo flash rica en amoniaco es dividida mediante una conexión T-100 en dos corrientes una que va hacia el tanque TK-101 de almacenamiento y otra hacia el mezclador MIX-100 para recirculación. Por otro lado la corriente procedente del fondo del separador pobre en amoniaco es almacenada en el tanque de balance FB-115 y posteriormente alimentada mediante la bomba P-100 al cambiador E-100 que incrementa la temperatura de la corriente para ser alimentada a una torre de separación de solución acuosa de amoniaco T-100. Esta torre, opera a 22 psia de presión y el fondo es mantenido a una temperatura de 398°F con el objeto de eliminar por destilación el agua contenida en la mezcla de productos. Por el domo se extrae el 99% del agua y amoniaco que será recirculado mediante el mezclador MIX-100, en tanto que del fondo sale una corriente rica en MEA, DEA y TEA que es enviada hacia el tanque de balance FB-116.

El tanque FB-116 alimenta a la torre T-101 de destilación de MEA. Este equipo opera a 20 psia de presión y el fondo es mantenido a 534 °F con el objeto de llevar a cabo el proceso de destilación de MEA. Por el domo se obtiene el 99% de este compuesto en tanto que del fondo sale una mezcla de DEA y TEA con trazas de MEA.

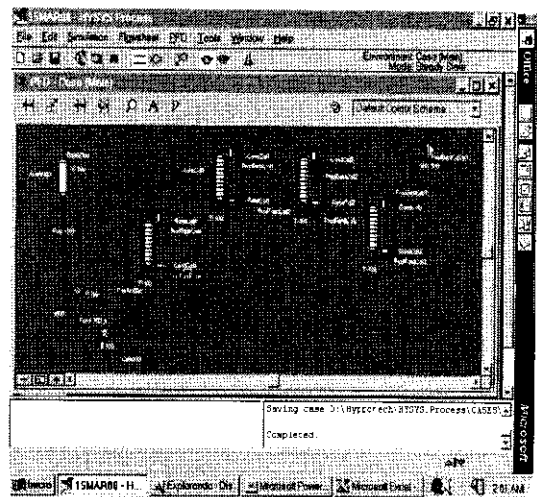
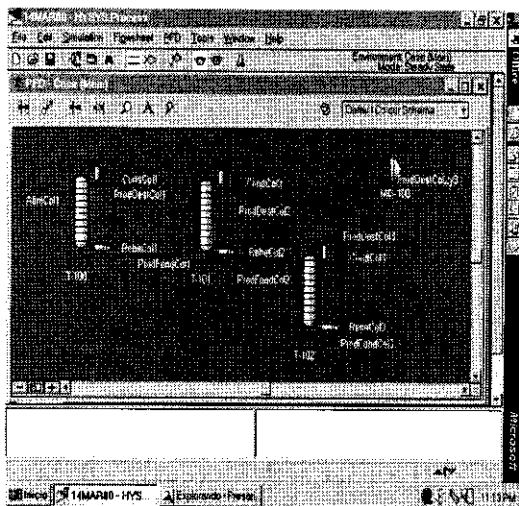
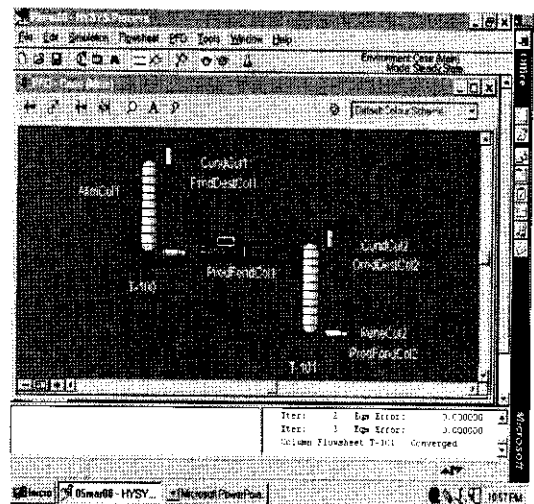
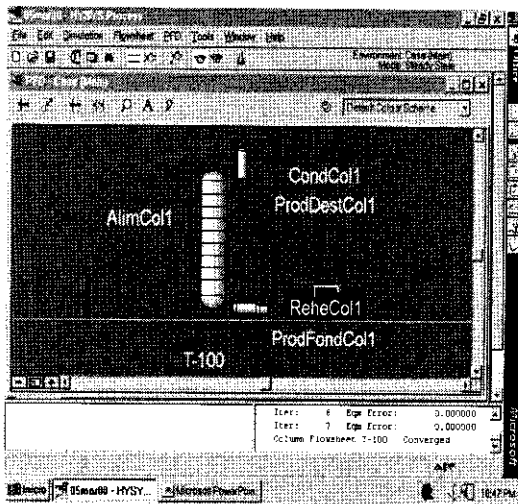
La corriente procedente del fondo de la torre T-101 es enviada al tanque FB-117 para ser alimentada a la torre T-102 de destilación de DEA.

Por el domo de la torre T-102 se obtiene DEA al 99.99% en tanto que del fondo se obtiene TEA con una pureza del 100%. El fondo es mantenido a una temperatura de 672 °F con una presión menor a la atmosférica (10psia) para lograr una adecuada separación.

Las corrientes de los domos de las torres T-101 y T-102 conteniendo los productos MEA y DEA respectivamente y el fondo de la torre T-101 conteniendo TEA son enviadas a sendos tanques de almacenamiento TK-102, TK-103 y TK-104.

- **Diagrama de Flujo De Proceso.**

El diagrama de flujo de proceso es el resultado del análisis de cómo llegar a los productos deseados con la pureza requerida partiendo de las materias primas disponibles. A continuación se presenta una secuencia de cómo se va elaborando el DFP mediante la adición parcial de las operaciones unitarias requeridas para la obtención de los productos, hasta llegar a obtener el diagrama completo que se presenta en los esquemas de salida.



- **Balances de Materia y Energía de Proceso.**

Una estimación gruesa de las cantidades de reactivos requeridos para obtener la cantidad de productos deseada basada en la estequiometría de la reacción y el grado de conversión de la misma, permite conocer las corrientes de alimentación al reactor, a saber:

Considerando una producción de 8,500 tons/año, un factor de servicio de la planta de 360 días al año y una operación de 24 horas al día, se tiene:

Producción horaria 983.796 kg/hr DEA

Considerando que no habrá recirculaciones de etanolaminas, la relación de amoniaco a óxido de etileno para la obtención de proporciones diversas de MEA, DEA y TEA (a temperaturas del orden de 30 a 40°C, y presiones del orden de 10 a 20 psig) viene dada por:

TAB-01 (% PESO)

Compuesto	Proporción 1 : 1	Proporción 3 : 1	Proporción 10 : 1
MEA	12.00%	43.00%	75.00%
DEA	23.00%	39.00%	21.00%
TEA	65.00%	18.00%	4.00%
	100.00%	100.00%	100.00%

Se observa que el proceso se puede adaptar dependiendo de la demanda del mercado para cada una de las etanolaminas. Atendiendo a las demandas actuales se seleccionará la relación 3 : 1, que es la que representa mayor proporción de DEA.

La proporción molar es:

3 : 1	PM	N°moles	%mol
MEA	61	0.007049	58.88%
DEA	105	0.003714	31.03%
TEA	149	0.001208	10.09%
		0.011972	100.00%

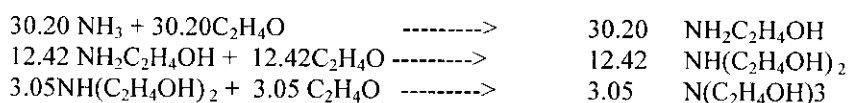
Será necesario alimentar al reactor las cantidades de óxido de etileno y amoniaco que a continuación se calculan de acuerdo a las reacciones especificadas.

Cálculo de la cantidad de mezcla de acuerdo a las proporciones de productos previamente mostradas.

30.200 kg-mol / hr de mezcla MEA, DEA y TEA

	kg-mol / hr
MEA	17.78
DEA	9.37 (dato obtenido del cociente 983.796/105)
TEA	3.05
	30.20

Considerando una conversión del 100% y observando que los coeficientes de los productos y reactivos son unitarios en la estequiometría de las reacciones, es posible multiplicar estos por factores adecuados y obtener la proporción de productos especificada ya que de un mol de óxido de etileno que reacciona con un mol de amoniaco se produce un mol de MEA y a su vez por cada mol de MEA que reacciona con un mol de óxido de etileno se obtiene un mol de DEA y finalmente por un mol de óxido de etileno que reacciona con un mol de DEA se obtiene un mol de TEA, el consumo de óxido de etileno global será el siguiente:



óxido de etileno total consumido 45.66 kg-mol / hr 2009.17 kg / hr

Es necesario alimentar una cantidad de amoniaco de 30.20 kg-mol / hr de NH_3 como se ha indicado en las reacciones mostradas.

No obstante lo anterior es necesario adicionar amoniaco en exceso 3 a 1 para obtener los resultados indicados por lo que el amoniaco a ser alimentado deberá ser:

90.60 kg-mol /hr de NH_3 equivalentes a 1540.139 kg/hr NH_3

La mezcla de productos obtenidos expresada en kilogramos de compuesto por hora es:

	kg-mol / hr	kg / hr	lbs/ hr
MEA	10.67	1084.70	2389.20
DEA	5.62	983.80	2166.95
TEA	1.83	454.06	1000.13
	18.13	2522.55	5556.28

Cálculo de la cantidad de solución de amoniaco al 30% en peso a ser alimentada

	Kg/ /hr	lbs /hr
Amoniaco que entra al reactor	1540.14	3392.38
Amoniaco consumido	513.38	1130.79
Amoniaco no reaccionado	1023.76	2261.59
Amoniaco fresco	513.38	1130.79

Cálculo de la cantidad de agua contenida en la solución.

1711.27 kg /hr de solución fresca	1197.89 kg /hr H ₂ O
3422.53 kg /hr para amoniaco no reaccionado	2395.77 kg /hr H ₂ O

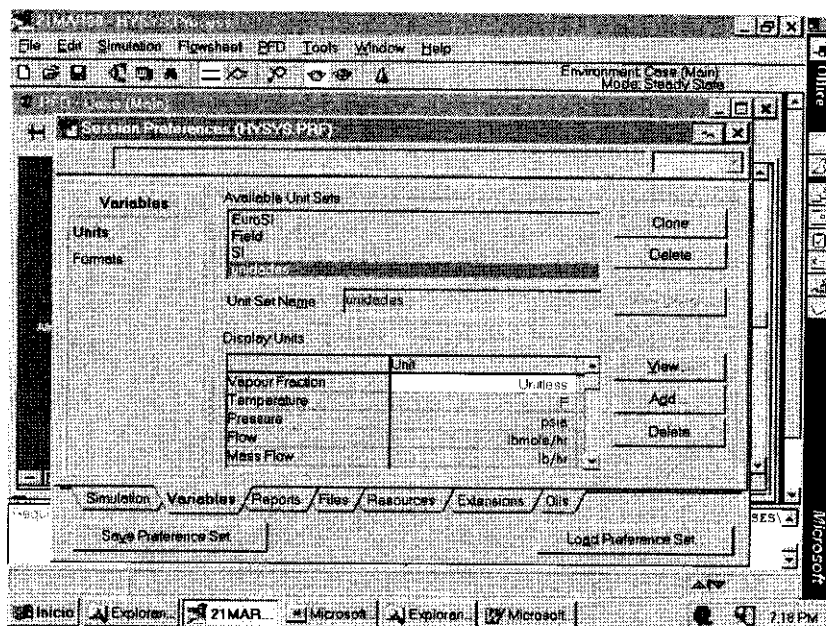
- **Lista d Equipo.**

Reactor R-100
 Separador tipo flash V-100
 Torre de destilación de agua T-100
 Torre de destilación de MEA T-101
 Torre de destilación de DEA T-102
 Cambiador de calor E-100
 Cambiador de calor E-101
 Bomba P-100
 Mezclador Mix-100

2.- INTRODUCCIÓN DE INFORMACIÓN (ESQUEMAS DE ENTRADA).

- Establecimiento del Sistema de Unidades a Utilizar.

Con la opción del menú Tools/Preferences/Variables//Units se puede definir un conjunto o set de unidades a utilizar. En el presente caso se utiliza el sistema inglés denominado de campo (field).



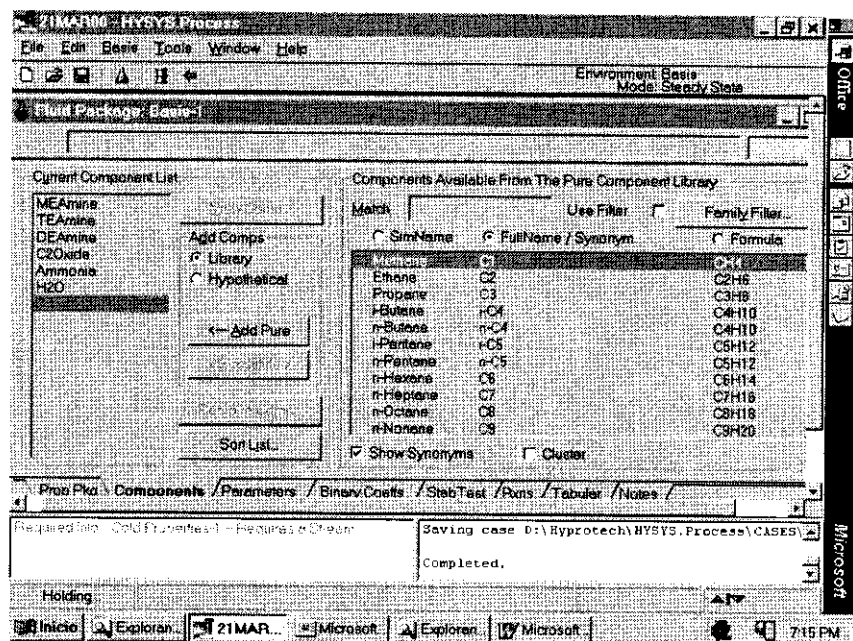
- Establecimiento del Entorno de Simulación (paquete de fluido).

Con los comandos del menú que a continuación se especifican es posible dar de alta el paquete de fluido que servirá como base para elegir los modelos a utilizar, las sustancias involucradas y sus reacciones así como las propiedades y características de las mismas. En este caso se seleccionará el modelo UNIQAC¹ para representar el comportamiento en el equilibrio y en los procesos de reacción del agua, amoníaco, óxido de etileno, MEA, DEA y TEA

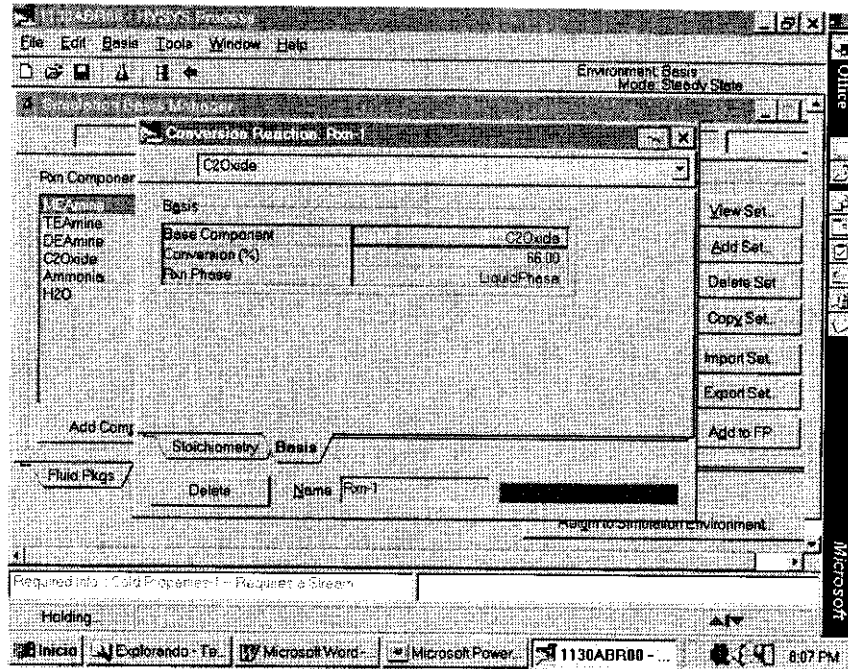
¹ Ver anexo I sobre modelos de equilibrio

Simulation/Enter Basis Environment/Fluid Pkgs/ Add.

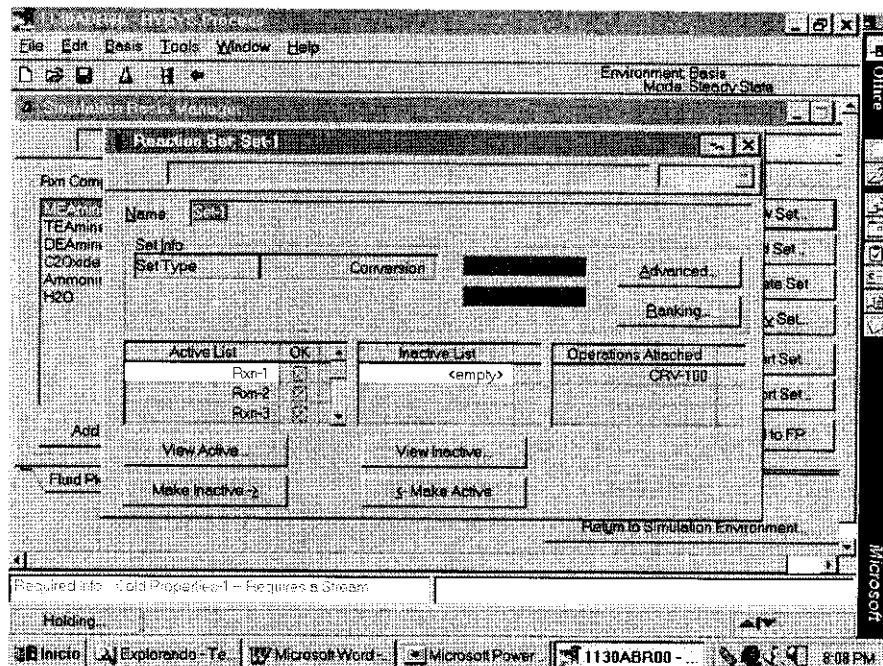
Una vez ejecutados estos comandos y seleccionados los compuestos del sistema queda preparado el CASO para iniciar la instalación de las operaciones unitarias y las corrientes de materia y energía.



A continuación se incluyen pantallas del paquete de fluido relativas a las reacciones llevadas a cabo en el proceso en donde se definen especificaciones que posteriormente serán utilizadas en la instalación del reactor.



En esta pantalla se define el componente base, el grado de conversión de la reacción y la fase en la que se lleva a cabo ésta.



La pantalla anterior muestra el grupo o set de reacciones que se genera para contener tantas reacciones como se requieran.

Process		In and Out Flows							
	Temp. (F)	Press. (psia)	Liquid (lbmole/hr)	Vapor (lbmole/hr)	VF	Stream	Type	Flow (lbmole/hr)	Duty Temp (Btu/hr)
Condenser	499.0	10.00	204.900			CondCol2	G		5.955e+06 Btu/hr
1...Main TS	499.0	10.00	204.281	225.380		ProdDistCo	D	20.49	499.0 F
2...Main TS	501.9	10.33	201.624	224.771					
3...Main TS	514.7	10.67	199.859	222.114					
4...Main TS	527.3	11.00	146.724	201.150					
5...Main TS	634.9	11.33	167.060	189.214	L	ProdPondCo	F	27.16	533.7 F
6...Main TS	660.3	11.67	168.479	160.393					
7...Main TS	665.9	12.00	168.931	161.813					
8...Main TS	668.3	12.33	169.115	162.264					
9...Main TS	670.1	12.67	169.258	162.449					
10...Main TS	671.6	13.00	169.743	162.591					
Reboiler	671.8	13.00		163.076		ReboCol2	D		6.978e+06 Btu/hr
					L	ProdPondCo	D	6.887	671.8 F

- Establecimiento de los Objetos del Diagrama de Flujo.

Corrientes de Materia y Energía

Las corrientes de materia y energía serán introducidas conforme se vayan introduciendo los equipos (operaciones unitarias), es decir, en el momento de definir los equipos se crean las diferentes corrientes de materia y energía y al concluir la introducción de cada equipo es posible ir a cada corriente y definirla hasta que al final queden todas completamente definidas y solamente entonces poder resolver los equipos. A continuación se presenta un resumen de las corrientes de materia y energía.

, ITEPSA,
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC
, Calgary, Alberta,
, CANADA,
,
,
14 16:16:56 2000

Case Name:
Unit Set: Field
Date/Time: Sun May

Case (Main) (Workbook): Material Streams

Workbook: Case (Main)
Material Streams

Name	ProdDestCol1 (MEA)	ProdFondCol1	ProdDestCol2 (DEA)	ProdFondCol2 (TEA)	DomV100
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	317.7	534.1	499.6	671.8	80.01
Pressure (psia)	10.00	13.00	10.00	13.00	25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	38.80	27.09	20.53	6.560	55.21
Mass Flow (lb/hr)	2381	3147	2169	978.6	941.2
Liquid Volume Flow (barrel/day)	160.2	195.2	135.6	59.62	103.9
Heat Flow (Btu/hr)	-4.027e+06	-5.669e+06	-3.955e+06	-1.692e+06	-1.158e+06
Name	FondV100	ProdDestCol4 (H2O)	ProdFondCol4	FondV100_b	PondV100c
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	80.01	40.73	395.0	80.02	529.9
Pressure (psia)	25.00	18.00	20.00	27.00	22.00
Molar Flow (lbmole/hr)	579.9	514.0	65.89	579.9	579.9
Mass Flow (lb/hr)	1.473e+04	9199	5529	1.473e+04	1.473e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1043	687.5	355.4	1043	1043
Heat Flow (Btu/hr)	-6.656e+07	-5.610e+07	-9.753e+06	-6.656e+07	-5.256e+07
Name	RBCIRCAMONIA	NH3ARECIRC	NH3ALMAC	AlimR100	vapR100
Vapour Fraction	0.0216	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	40.93	80.01	80.01	77.00	30.01
Pressure (psia)	18.00	25.00	25.00	142.2	132.2
Molar Flow (lbmole/hr)	525.0	11.04	44.17	1173	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	9387	188.2	753.0	2.499e+04	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	708.3	20.79	83.14	2007	0.0000
Heat Flow (Btu/hr)	-5.634e+07	-2.316e+05	-9.265e+05	-9.988e+07	0.0000
Name	ProdR100	AlimV100a	AlamacProdR100	AlimV100b	AlimV100c
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0869
Temperature (F)	30.01	30.01	30.01	115.5	80.01
Pressure (psia)	132.2	132.2	132.2	127.2	25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	1013	635.1	377.8	635.1	635.1
Mass Flow (lb/hr)	2.499e+04	1.567e+04	9321	1.567e+04	1.567e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1829	1147	682.2	1147	1147
Heat Flow (Btu/hr)	-1.099e+08	-6.889e+07	-4.098e+07	-6.772e+07	-6.772e+07
Name	DomTK100	FondTK100	FondTK101	VapTK101	VapTK102
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature (F)	30.01	30.01	80.01	80.01	317.7
Pressure (psia)	132.2	132.2	25.00	25.00	10.00
Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	377.8	0.0000	44.17	0.0002464
Mass Flow (lb/hr)	0.0000	9321	0.0000	753.0	0.01505
Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	682.2	0.0000	83.14	0.001014
Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	-4.098e+07	0.0000	-9.265e+05	-20.00
Name	FondTK102	VapTK103	FondTK103	VapTK104	PondTK104
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature (F)	317.7	499.6	499.6	671.8	671.8
Pressure (psia)	10.00	10.00	10.00	13.00	13.00
Molar Flow (lbmole/hr)	38.80	0.0000	20.53	0.0000	6.560
Mass Flow (lb/hr)	2381	0.0000	2169	0.0000	978.6
Liquid Volume Flow (barrel/day)	160.2	0.0000	135.6	0.0000	59.62
Heat Flow (Btu/hr)	-4.027e+06	0.0000	-3.955e+06	0.0000	-1.692e+06

Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

, ITEPSA,
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC

Case Name:

, Calgary, Alberta,
, CANADA,
,
,
,
14 16:17:58 2000

Unit Set: Field

Date/Time: Sun May

Case (Main) (Workbook): Energy Streams

Workbook: Case (Main)
Energy Streams

Name	, ReheCol1	, ConsCol1	, CondCol2	, ReheCol2	, ReheCol4
Heat Flow (Btu/hr)	, 2.674e+06	, 2.616e+06	, 1.926e+06	, 1.947e+06	, 4.569e+07
Name	, CondCol4	, h100	, Cale100	, EnfR100	,
VapCalAlimV100					
Heat Flow (Btu/hr)	, 5.899e+07	, 123.4	, 1.400e+07	, 1.000e+07	, 1.176e+06

Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

Operaciones Unitarias (equipos)

Los equipos se van introduciendo mediante la paleta de objetos y se pueden ir resolviendo uno por uno de tal suerte que al final se pueden vincular entre si paulatinamente hasta integrar el diagrama de flujo completo. A continuación se se ha incluido una serie de pantallas que muestran la información de mayor importancia al ir instalando los equipos que representan las operaciones unitarias diversas tales como:

- Reactor R-100
- Separador tipo flash V-100
- Torre de destilación de agua T-100
- Torre de destilación de MEA T-101
- Torre de destilación de DEA T-102
- Cambiador de calor E-100
- Bomba P-100
- Mezclador M-100, etc.

, ITEPSA,
 D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC
 , Calgary, Alberta,
 , CANADA,
 ,
 ,
 14 16:14:40 2000

Case Name:

Unit Set: Field

Date/Time: Sun May

Case (Main) (Workbook): Unit Ops

Workbook: Case (Main)

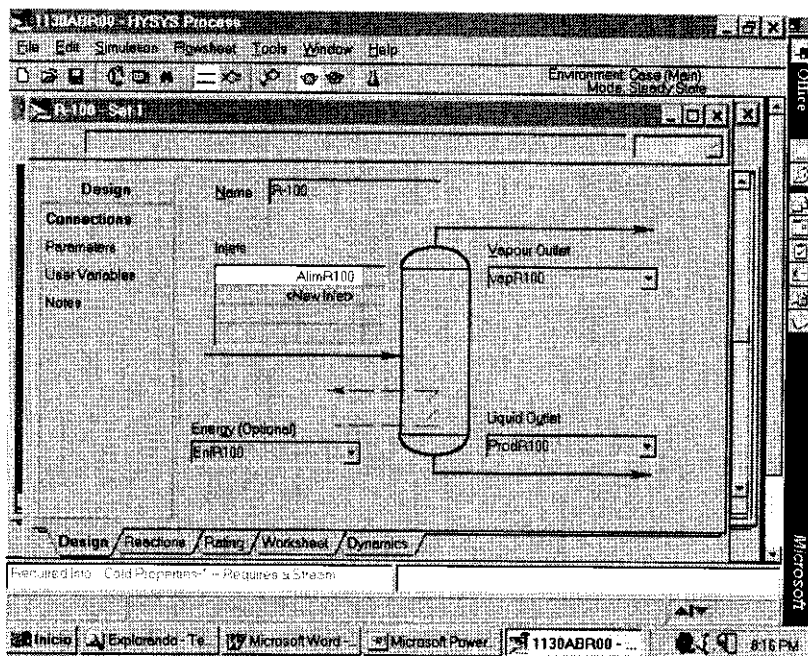
Unit Ops

Operation Name ,	Operation Type ,	Feeds ,	Products ,	Ignored ,	Calc. Level
T-101,	Distillation,	ProdFondCol4,	ProdFondCol1,	No,	2500
,	,	ReheCol1,	ProdDestCol1 (MEA),	,	,
,	,	,	ConsCol1,	,	,
T-102,	Distillation,	ProdFondCol1,	ProdFondCol2 (TEA),	No,	2500
,	,	ReheCol2,	ProdDestCol2 (DEA),	,	,
,	,	,	CondCol2,	,	,
T100,	Distillation,	FondV100c,	ProdFondCol4,	No,	2500
,	,	ReheCol4,	ProdDestCol4 (H2O),	,	,
,	,	,	CondCol4,	,	,
MIX-100,	Mixer,	ProdDestCol4 (H2O),	RECIRCAMONIA,	No,	500.0
,	,	NH3ARECIRC,	,	,	,
V-100,	Separator,	AlimV100c,	FondV100,	No,	500.0
,	,	,	DomV100,	,	,
P-100,	Pump,	FondV100,	FondV100_b,	No,	500.0
,	,	b100,	,	,	,
E-100,	Heater,	FondV100_b,	FondV100c,	No,	500.0
,	,	Cale100,	,	,	,
E-101,	Heater,	AlimV100a,	AlimV100b,	No,	500.0
,	,	VapCalAlimV100,	,	,	,
TEE-100,	Tee,	DomV100,	NH3ALMAC,	No,	500.0
,	,	,	NH3ARECIRC,	,	,
TEE-101,	Tee,	ProdR100,	AlimV100a,	No,	500.0
,	,	,	AlamacProdR100,	,	,
R-100,	Conversion Reactor,	AlimR100,	ProdR100,	No,	500.0
,	,	EnfR100,	vapR100,	,	,
,	,	,	EnfR100,	,	,
VLV-100,	Valve,	AlimV100b,	AlimV100c,	No,	500.0
TK100,	Tank,	AlamacProdR100,	FondTK100,	No,	500.0
,	,	,	DomTK100,	,	,
TK-101,	Tank,	NH3ALMAC,	FondTK101,	No,	500.0
,	,	,	VapTK101,	,	,
TK-102,	Tank,	ProdDestCol1 (MEA),	FondTK102,	No,	500.0
,	,	,	VapTK102,	,	,
TK-103,	Tank,	ProdDestCol2 (DEA),	FondTK103,	No,	500.0
,	,	,	VapTK103,	,	,
TK-104,	Tank,	ProdFondCol2 (TEA),	FondTK104,	No,	500.0
,	,	,	VapTK104,	,	,

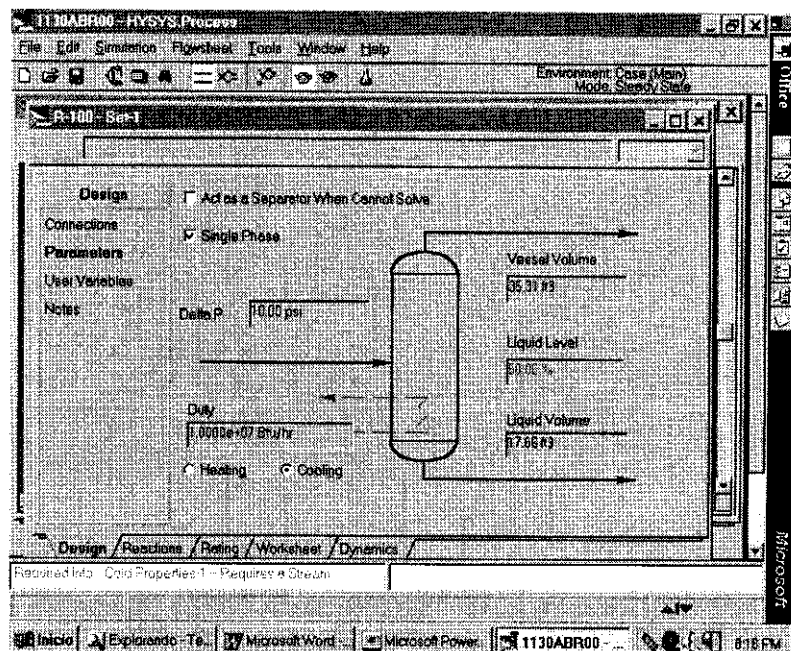
Hyprotech Ltd. ,

HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

REACTOR R-100



En esta primera etapa se definen las corrientes de alimentación (AlimR-100) al reactor, y de salida por el domo (vapR-100) y fondo (ProdR-100).

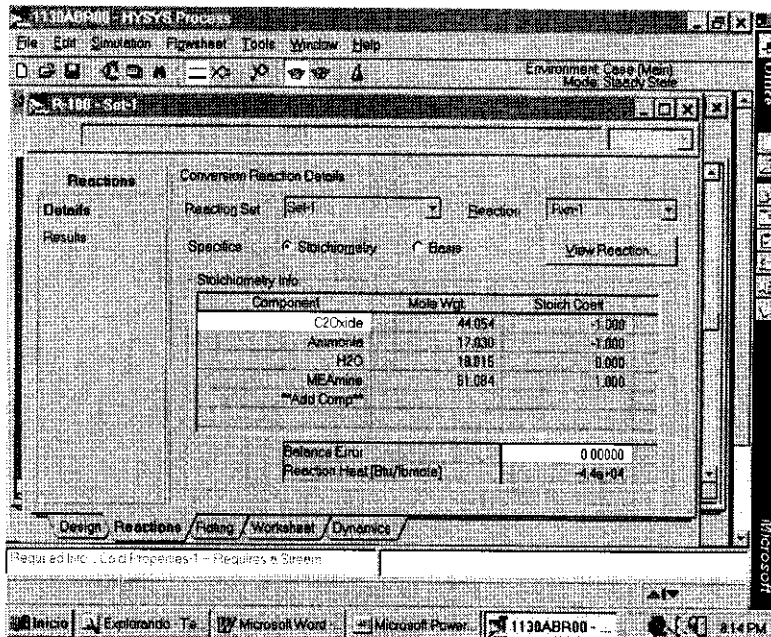


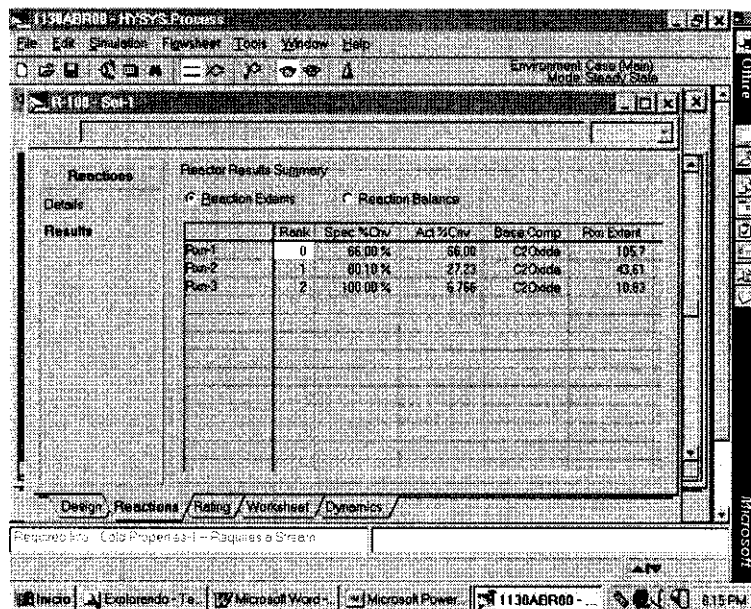
Con el objeto de dimensionar el equipo es posible definir algunos parámetros del reactor como volumen, caída de presión, volumen del líquido, así como los requerimientos de calentamiento o enfriamiento para llevar a cabo la reacción.

Reacciones.

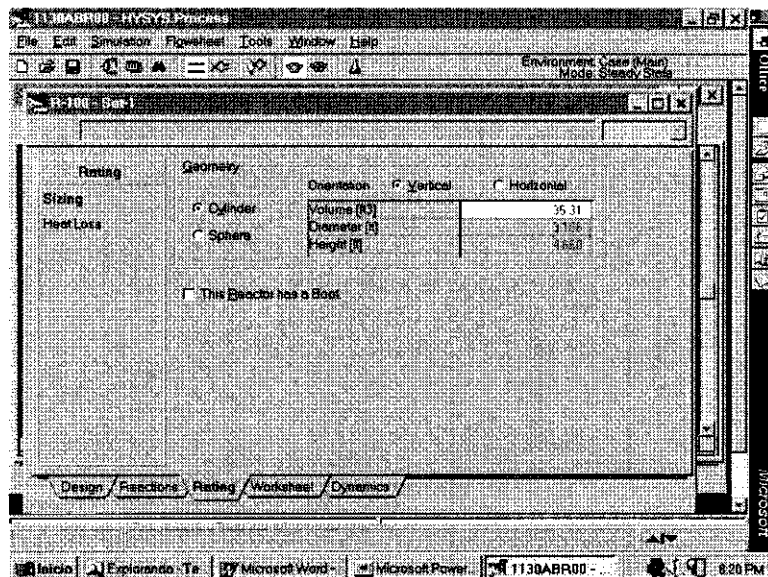
Aquí se define la estequiometría de la reacción en donde los coeficientes negativos indican que se trata de reactivos en tanto que los coeficientes positivos indican que se trata de productos. Se observa que el paquete muestra los pesos moleculares por omisión.

Además en esta pantalla se define el grupo o set de reacciones que se desea utilizar para el reactor, grupo previamente definido en el paquete de fluido.





En esta pantalla se observa la prioridad asignada a cada reacción (rank), el grado de conversión y el componente base de las mismas.



Aquí se observa el dimensionamiento del reactor (diámetro y altura) calculado en base a los parámetros previamente definidos.

Worksheet	Name	AllmR100	ProdR100	vepR100
Conditions	Vapour Fraction	0.00000	0.00000	1.00000
Conditions	Temperature [F]	77.000	90.015	30.016
Properties	Pressure [psia]	142.23	132.23	132.23
Composition	Acetal Vol. Flow [lbmole/day]	1978.1	1815.3	0.00000
PF Specs	Mass Entropy [Btu/lb-F]	2036.7	-4396.3	-1193.3
	Molar Entropy [Btu/lb-F]	0.60572	-3.4242	2.6308
	Molecular Weight	27.304	24.671	17.036
	Molar Density [lbmole/ft3]	2.5349	2.3952	0.026183
	Mass Density [lb/ft3]	54.003	58.846	0.42865
	Sat. Liquid Mass Density [lb/ft3]	54.583	57.683	tempary
	Molar Heat Capacity [Btu/lb-F]	13.180	27.409	6.3099
	Mass Heat Capacity [Btu/lb-F]	0.90031	0.96779	0.49252
	Thermal Conductivity [Btu/h-ft-F]	0.28387	0.23525	0.014302
	Viscosity [cP]	0.43050	1.0378	0.0677325
	Surface Tension [dyn/cm]	53.059	56.596	tempary
	Specific Heat [Btu/lbmole-F]	13.180	27.409	6.3099
	P Factor	0.000426	0.000554	1.0000

Al igual que la mayoría de los equipos es posible desplegar las propiedades de las corrientes involucradas en el reactor.

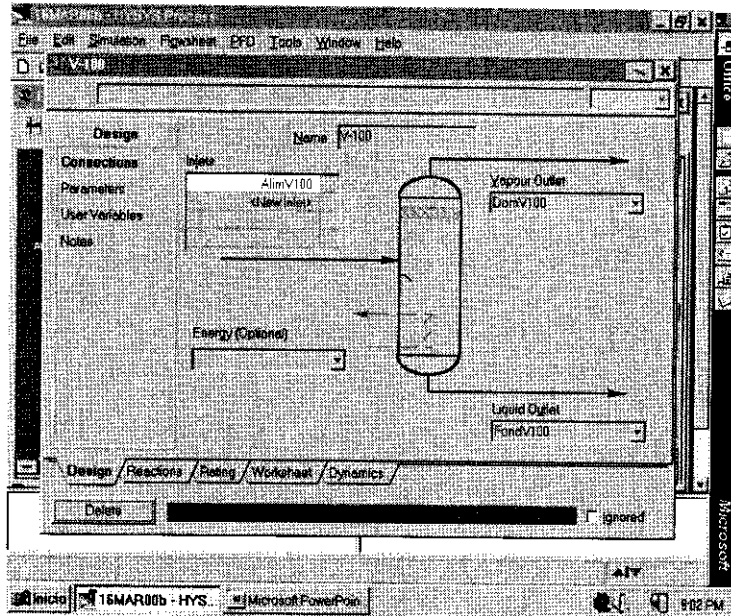
Worksheet	Name	AllmR100	ProdR100	vepR100
Conditions	AcAmine	0.0000	0.0013	0.0000
Conditions	TEAmine	0.0000	0.0107	0.0000
Properties	DEAmine	0.0000	0.0324	0.0000
Composition	CO2	0.1165	0.0000	0.0000
PF Specs	Ammonia	0.2639	0.2087	0.5964
	H2O	0.5937	0.6978	0.6046

Las composiciones de las corrientes del reactor se presentan en esta pantalla.

Worksheet	Name	AlmR100	ProR100	VapR100
Conditions	Pressure Spec Active	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
	Pressure (psia)	142.2	132.2	132.2
Properties	Flow Spec Active	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
	Flow Spec Type	Mass Flow	Molar Flow	Molar Flow
Composition	Molar Flow (kmole/h)	1173	1813	0.000
	Mass Flow (lb/h)	2.498e+04	2.498e+04	0.000
PI Specs	Liquid Flow (barrel/day)	2007	1829	0.000

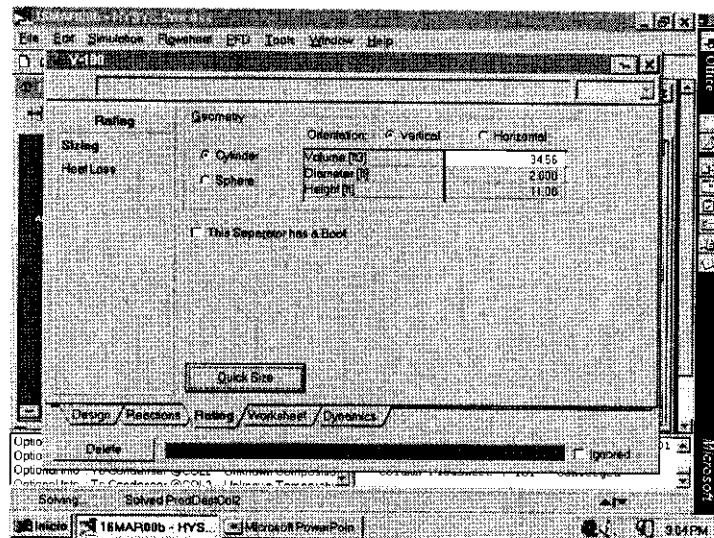
Se observan las especificaciones definidas por el usuario para la simulación del reactor .

SEPARADOR TIPO FLASH V-100



Esta pantalla muestra las corrientes de entrada y salida del separador así como los requisitos de calor cuando así se requieren. Se observa que una vez que la corriente de entrada ha sido definida en cuanto a composición, flujo, presión y temperatura el simulador determina las características de las corrientes del domo y el fondo ya que al conocer los compuestos involucrados y los modelos aplicables se lleva a cabo la separación espontánea o flash.

El dimensionamiento del equipo es obtenido de manera automática al indicar la geometría del recipiente con las reglas generales de diseño. Se observa la franja de color verde con la leyenda "OK" que indica que el equipo ha sido resuelto con éxito.

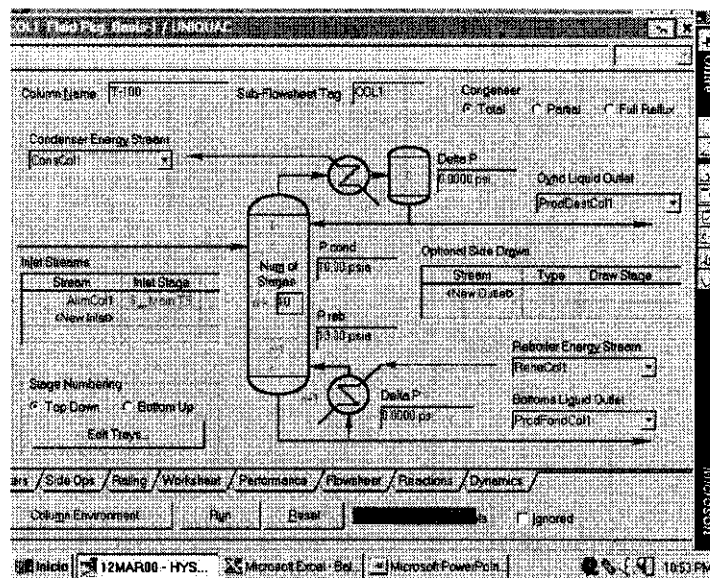


TORRE DE DESDESTILACIÓN T-100

Utilizando el Experto de Entrada.

Para utilizar esta opción es necesario que se encuentre habilitada en la vista de Sesión de Preferencias el Experto de Entrada.

La instalación de la primera columna de destilación se lleva a cabo oprimiendo <F4> con lo que se habilita la paleta de equipos. Se posiciona el cursor en el ícono de columnas de destilación y se presiona dos veces el botón izquierdo del ratón, enseguida se abre automáticamente la primera página de un total de cuatro que contiene el experto de entrada de la columna de destilación.



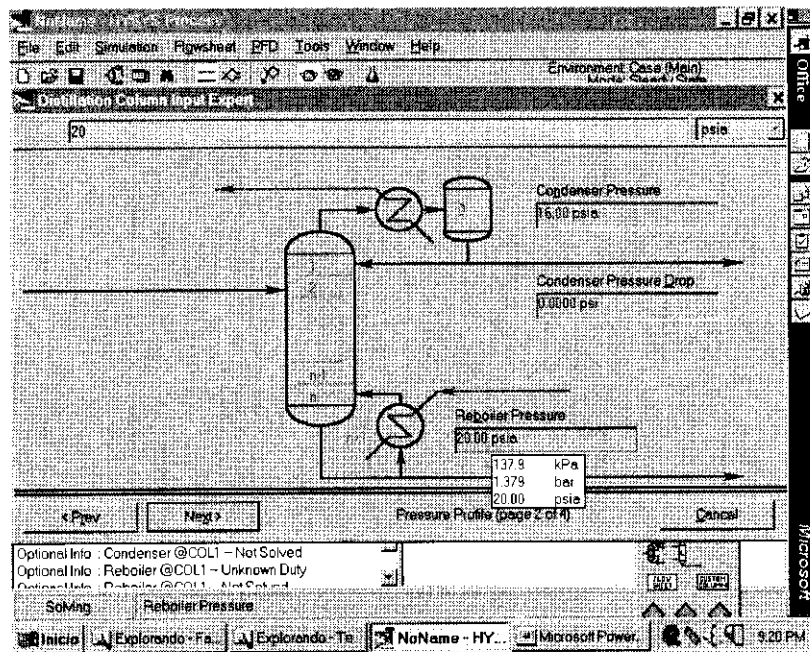
Conexiones.

En esta primera vista debe ser especificado el número de platos, las corrientes de alimentación, de destilado y fondos, así como las corrientes de energía para el condensador en el domo y para el rehervidor en el fondo. El número de identificación que por omisión se presenta para equipo puede ser cambiado por el usuario en esta pantalla. El detalle se muestra a continuación:

- Introduzca el número de etapas (platos). Generalmente es conveniente introducir este número primero ya que de esta manera la etapa de alimentación puede ser especificada adecuadamente. Si se introduce la corriente de alimentación inicialmente, ésta puede cambiar si se cambian el número de etapas más tarde.
- Introduzca las corrientes de alimentación. En este caso se pueden introducir directamente los nombres de las corrientes o seleccionar de la lista si es que fueron previamente definidas.
- Seleccione el botón de la opción **Total** en el grupo **Condensador**, esto elimina la celda de entrada del producto en estado vapor. El producto destilado es llamado **ProdDestColl**.
- El producto líquido del fondo es llamado **ProdFondColl**. Esta corriente será alimentada a la segunda columna.
- Introduzca las corrientes de energía para el rehervidor como **ReheColl** y el condensador como **CondColl**.
- En el momento en que se encuentra especificado todo lo anterior (aunque algunas de las corrientes no estén definidas ya que son precisamente lo que se quiere determinar) se habilita el botón <Next> que es el siguiente paso.

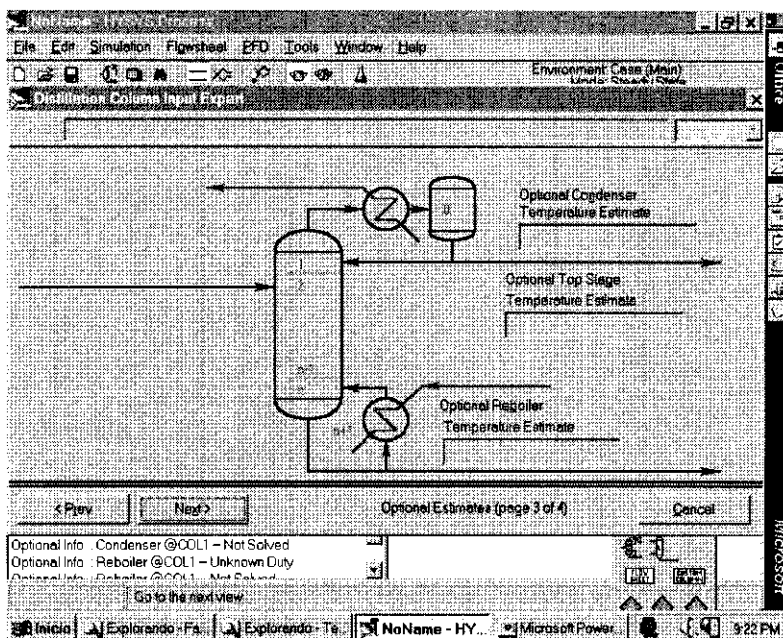
Presiones.

En la página de presiones, se definen las presiones del condensador y del rehervidor como 16 y 20 psia respectivamente. Una vez definido esto se puede pasar a la página siguiente con <Next>.



Estimado de Temperaturas

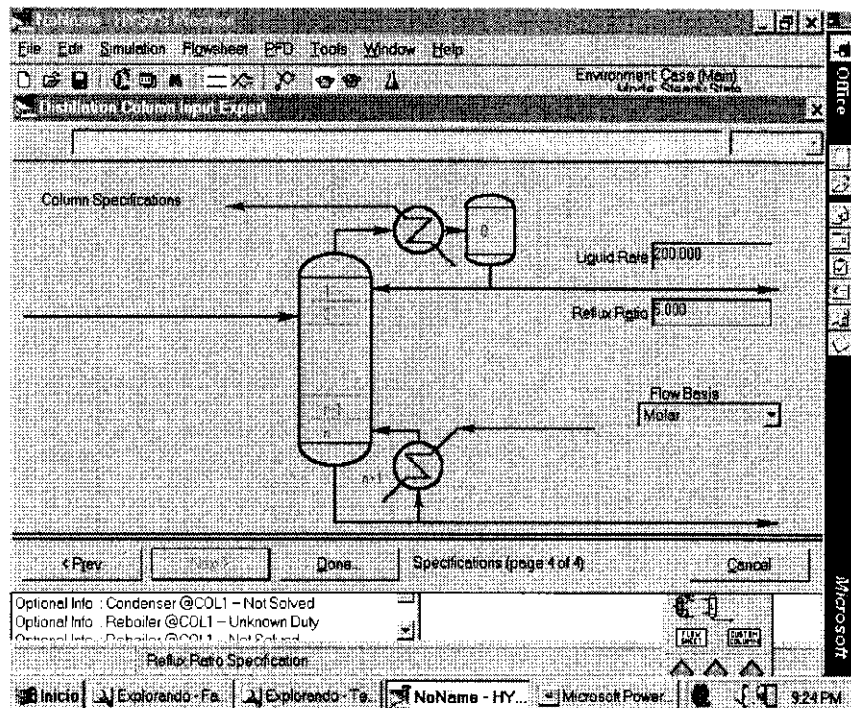
Esta página contiene los estimados de temperaturas. Estas temperaturas son utilizadas como estimaciones en el algoritmo. No es necesario introducir esta información.



Especificaciones.

Esta es la última página del experto de entrada y permite introducir el flujo de líquido destilado y la relación de reflujo.

Al salir del experto de entrada se presenta la página del **Monitor** de la vista de propiedades de la columna.

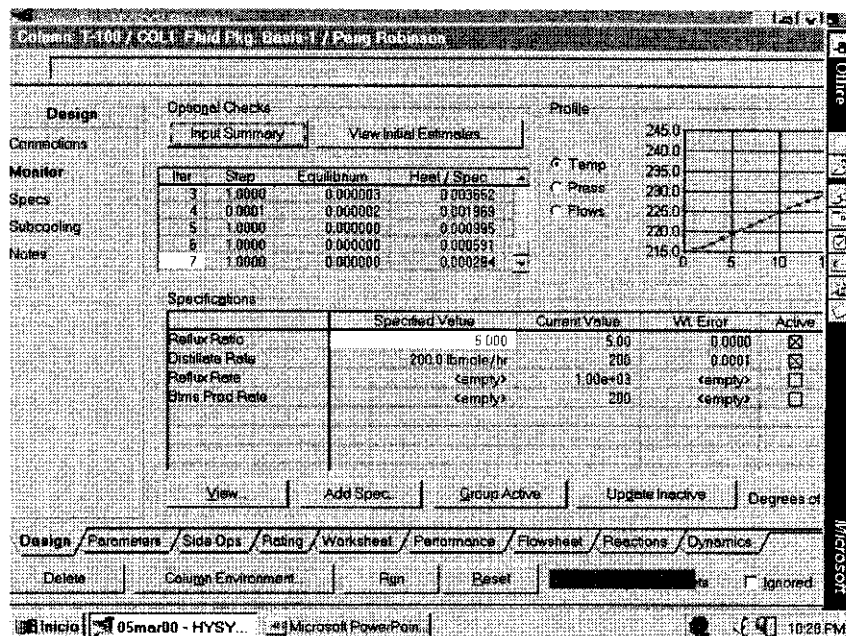


Grados de Libertad.

El grupo **Especificaciones** muestra las especificaciones y los grados de libertad. Nótese que la relación de reflujo y el flujo de destilado que fueron definidos como especificaciones previamente se muestran aquí.

Las cajas de **Activo** y **Estimado** están marcadas para ambas especificaciones indicando que son usadas en la solución de la columna. Dos especificaciones adicionales también son mostradas el reflujo y flujo de productos de fondo, éstas no tienen efecto en la solución del sistema ya que ninguna de las cajas **Activo** y **Estimado** están marcadas. Si se decide más tarde usar estas especificaciones como activas o estimadas simplemente se marcan las cajas y se introduce el valor de la especificación.

Cuando se activa una especificación los grados de libertad son reducidos en una unidad. Así por ejemplo si se activa la caja para el reflujo se tendrá -1 grados de libertad indicando que es necesario deshabilitar otra especificación para poder correr el proceso ya que de lo contrario no se corre por estar sobreespecificado el problema.



Para abrir la vista de la especificación de la relación de reflujo se puede hacer de las siguientes maneras:

- Doble click del botón izquierdo del ratón en el nombre de la especificación en cualquier elemento del mismo renglón, es decir, **Specified Value**, **Current Value** o **Wt.Error**.
- Indique con el cursor una de las celdas asociadas a la relación de reflujo y oprima el botón **View**.
- Muévase a la página de especificaciones, señale **Reflux Ratio** en el grupo de especificaciones de la columna y oprima el botón **View**.

Nótese que se puede especificar la relación de reflujo en la vista de la especificación, en la página de Monitor o en la página de Especificaciones. Mayor detalle sobre estos aspectos están documentados en el manual del simulador.

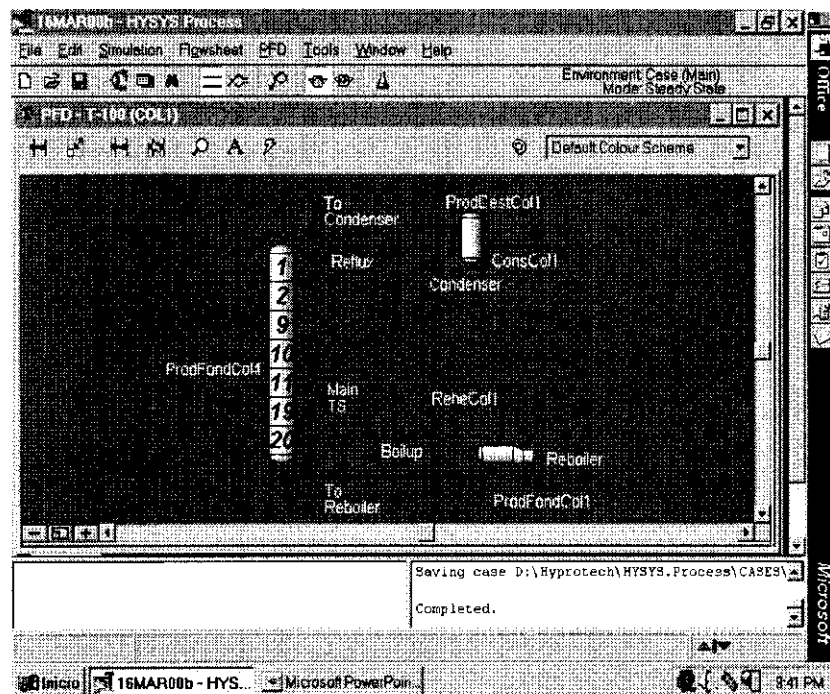
Corriendo el Proceso

Se puede correr el proceso de solución de la columna cuando el número de grados de libertad es cero. Los grados de libertad son desplegados en el grupo de especificaciones en la página de Monitor y en la página de especificaciones.

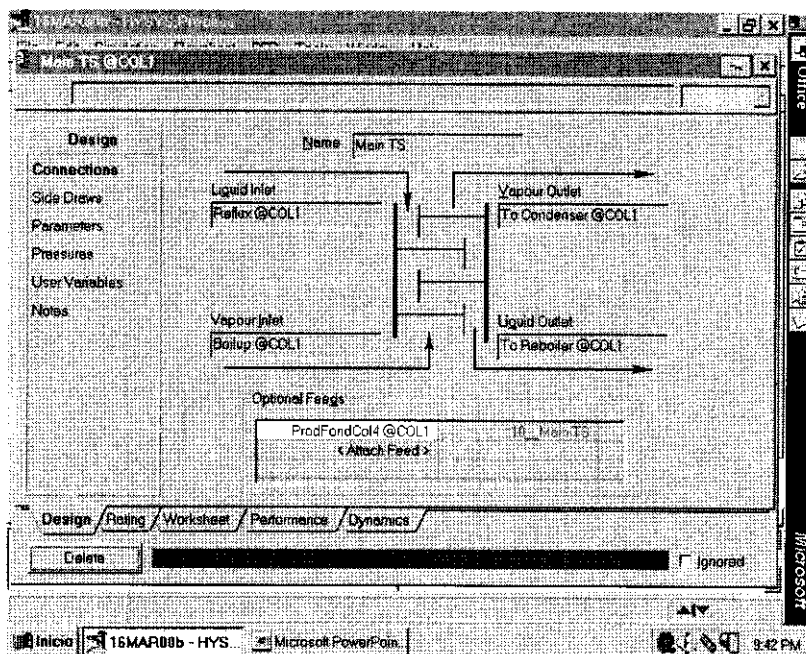
En este momento el número de grados de libertad es cero y la columna puede ser resuelta. Seleccione el botón *Run* y el simulador obtendrá la solución.

Ahora que la solución ha sido obtenida se pueden revisar algunas de las páginas restantes. Estas pantallas son las que se incluyeron en el punto de revisión general de información a través del cuaderno de trabajo.

Subdiagramas

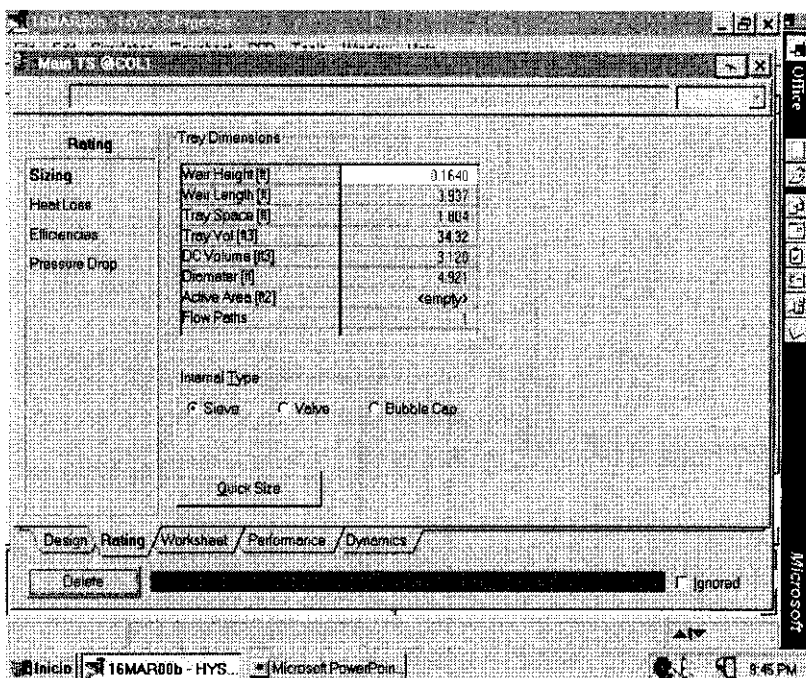


Al posicionar el puntero del ratón en la torre T-100 del diagrama de flujo principal y hacer doble click en el botón izquierdo, se abre el subdiagrama de la torre de donde se puede obtener información detallada de la misma así como de sus periféricos.



La instalación de una torre de destilación se encuentra documentada en la sección anterior, sin embargo, la pantalla anterior muestran el detalle al interior del sub-diagrama. Aquí se muestran las corrientes internas que van de la torre propiamente dicha a sus periféricos como son el condensador y el rehervidor.

En esta pantalla se observa el dimensionamiento y características interiores de la torre dependiendo del tipo de internos que se consideren en el equipo.



Enseguida se muestra el perfil de temperaturas por plato para el fluido, la temperatura interna de la pared del equipo (Inner T), la temperatura de la interface entre la pared externa del equipo y su aislante (Middle T), la temperatura externa de la interface entre el aislante y el medio ambiente (Outer T) y finalmente la temperatura ambiente (AmbientT)

Rating Heat Flow Model

Sizing: None Direct Q Simple Detailed

Heat Loss: 2.057e+04 Btu/hr Disable Heat Loss Calculations

Efficiencies: Disable Efficiency Calculations

Pressure Drop: Disable Pressure Drop Calculations

	Fluid T	Inner T	Middle T	Outer T	Ambient T
1_Main TS	498.0	383.6	182.4	182.4	77.00
2_Main TS	501.9	395.7	183.2	183.2	77.00
3_Main TS	514.7	405.4	186.4	186.4	77.00
4_Main TS	529.9	449.3	201.0	201.0	77.00
5_Main TS	554.8	496.6	216.4	216.4	77.00
6_Main TS	600.9	514.6	222.7	222.7	77.00
7_Main TS	645.9	518.8	224.2	224.2	77.00
8_Main TS	668.9	520.5	224.7	224.7	77.00

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

Performance Tray Performance

Pressure: Flow Basis: Molar

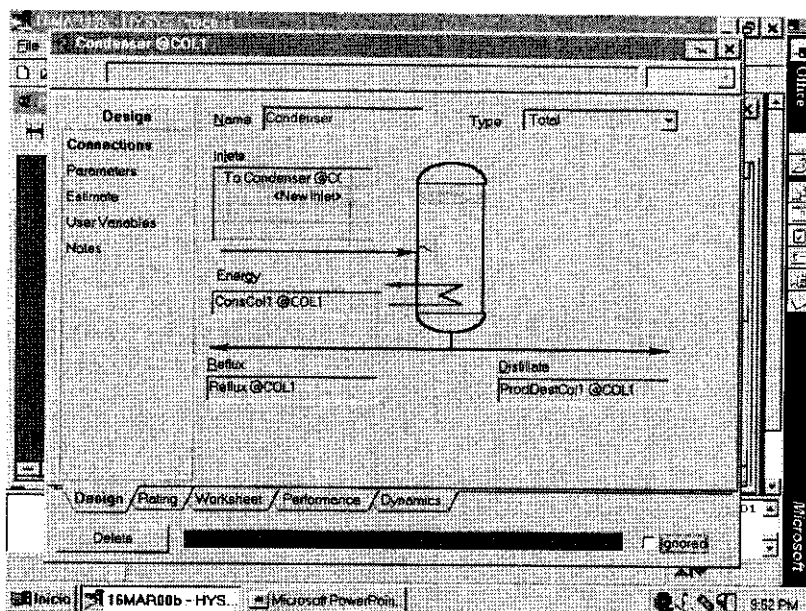
	Vapour Flow (lbmole/hr)	Liquid Flow (lbmole/hr)	Vapour P (psia)	Liquid T (F)
1_Main TS	564.8	495.6	10.00	319.0
2_Main TS	530.6	381.1	10.16	399.6
3_Main TS	418.4	361.8	10.32	457.4
4_Main TS	392.2	372.0	10.47	491.7
5_Main TS	407.3	373.8	10.63	496.7
6_Main TS	405.1	374.4	10.79	499.0
7_Main TS	405.7	374.6	10.95	499.0
8_Main TS	410.1	375.1	11.11	499.9
9_Main TS	415.4	375.0	11.26	500.9
10_Main TS	418.3	423.2	11.42	502.7
11_Main TS	416.1	436.1	11.58	508.8

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

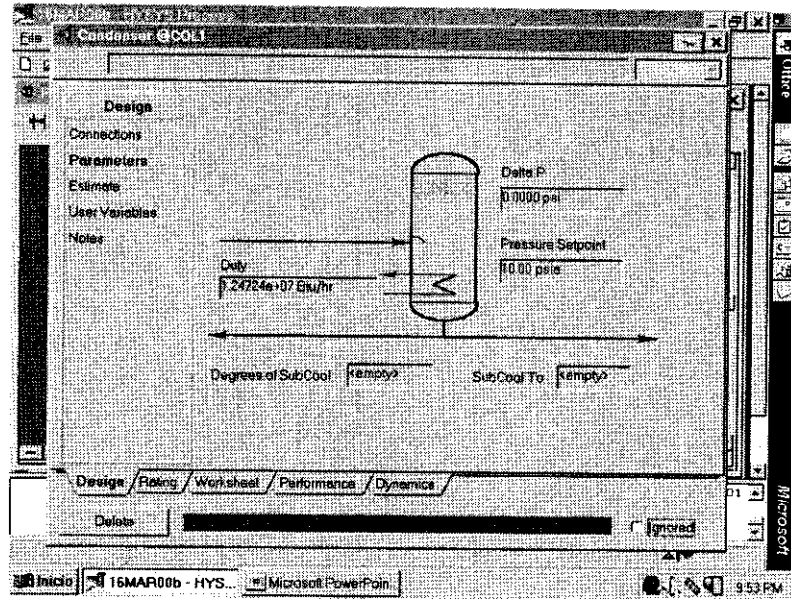
Delete Ignored

Se observa el perfil de flujo para el líquido y el vapor por plato así como los perfiles de presión para el vapor y de temperatura para el líquido.

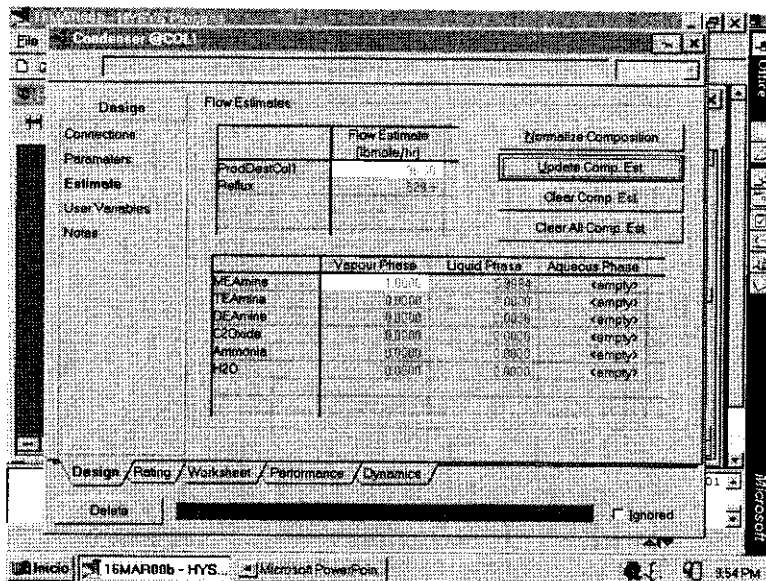
Condensador de T-100



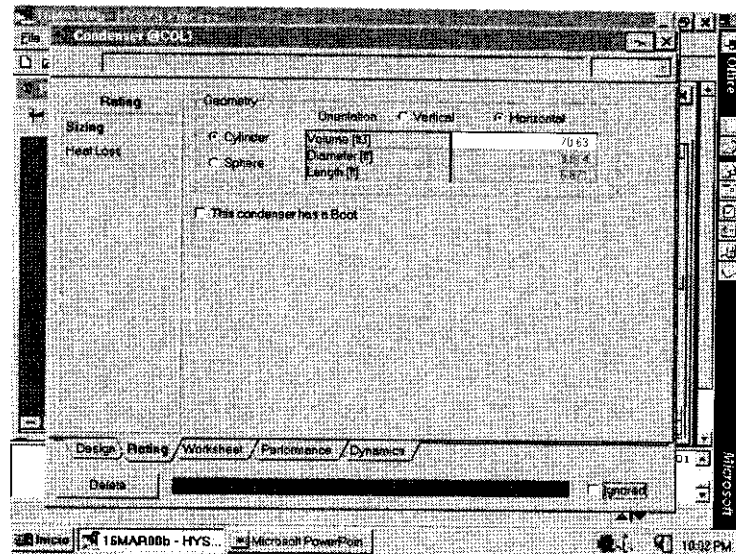
Se muestran las corrientes que entran y salen del condensador. Esta información no se presenta en el diagrama de flujo de proceso principal.



En esta pantalla se observan los parámetros del condensador tales como la caída de presión y el cálculo de la cantidad de calor a remover en el equipo.

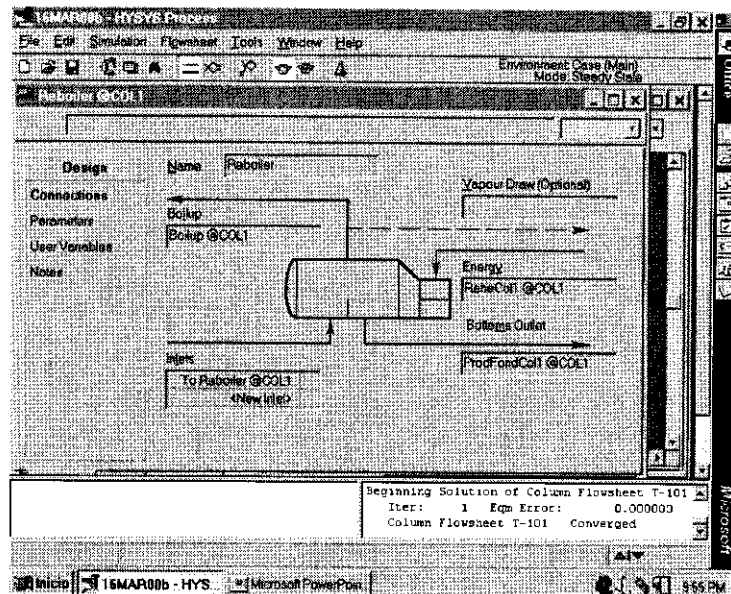


El simulador ha calculado los estimados de flujo destilado (ProdDestCol1) y de reflujo, asimismo ha determinado la composición de la fase vapor y de la fase líquida



De acuerdo a las prácticas comunes de diseño se ha dimensionado el condensador para obtener su volumen, diámetro y longitud.

Rehervidor de T-100



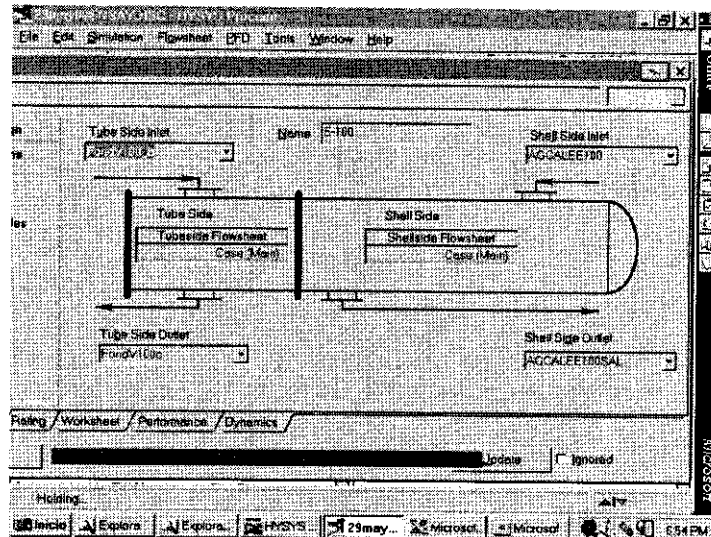
Al igual que la mayoría de las pantallas de conexiones de otros equipos se observan las corrientes de entrada y salida del rehervidor.

Worksheet	Name	To Reboiler	PmdFossil	Boilup
Conditions	Temp (F)	518.28	533.69	533.69
Conditions	Pressure (psia)	13.000	13.000	13.000
Properties	Actual Vol Flow (barel/day)	3837.3	255.86	1.4177e+05
Properties	Mass Entropy (Btu/lb-F)	1812.3	1801.4	1521.8
PF Specs	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.21832	0.23381	0.52105
PF Specs	Molecular Weight	106.73	115.95	106.11
PF Specs	Molar Density (kmole/m ³)	0.46889	0.43665	0.0012196
PF Specs	Mass Density (lb/ft ³)	60.013	60.831	0.12840
PF Specs	Sol. Liquid Mass Density (lb/ft ³)	68.527	63.345	4e+005
PF Specs	Molar Heat Capacity (Btu/lb-F)	58.160	60.849	27.102
PF Specs	Molar Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.54493	0.52477	0.29541
PF Specs	Thermal Conductivity (Btu/h-ft-F)	0.052199	0.051436	0.055423
PF Specs	Viscosity (cP)	0.21438	0.21438	0.0070789
PF Specs	Surface Tension (dynes/cm)	35.797	30.123	4e+005
PF Specs	Specific Heat (Btu/lbmole-F)	58.160	60.849	27.102

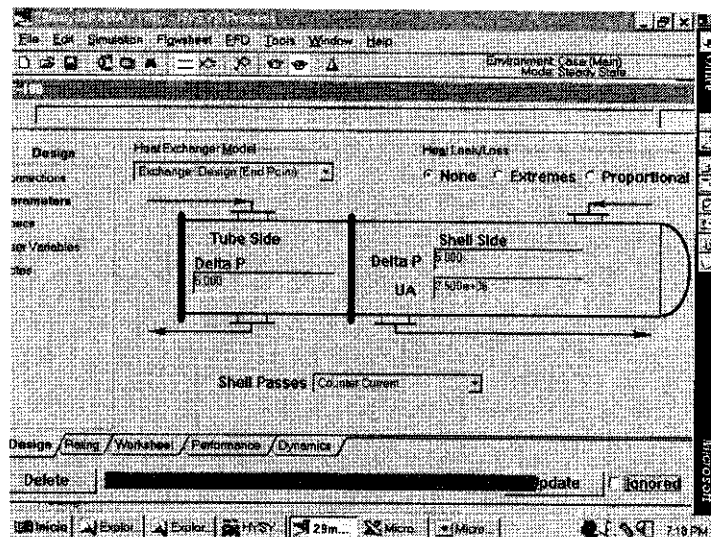
Beginning Solution of Column Flowsheet T-101
 Iter: 1 Eqm Error: 0.000000
 Column Flowsheet T-101 Converged

Se muestra una pantalla que contiene la hoja de trabajo de las propiedades de las corrientes involucradas en el equipo, se observa que en una de las opciones es posible consultar las composiciones de las corrientes, esta pantalla no se ha incluido, sin embargo, pueden ser consultados en el balance de materia y energía..

CAMBIADOR DE CALOR E-100

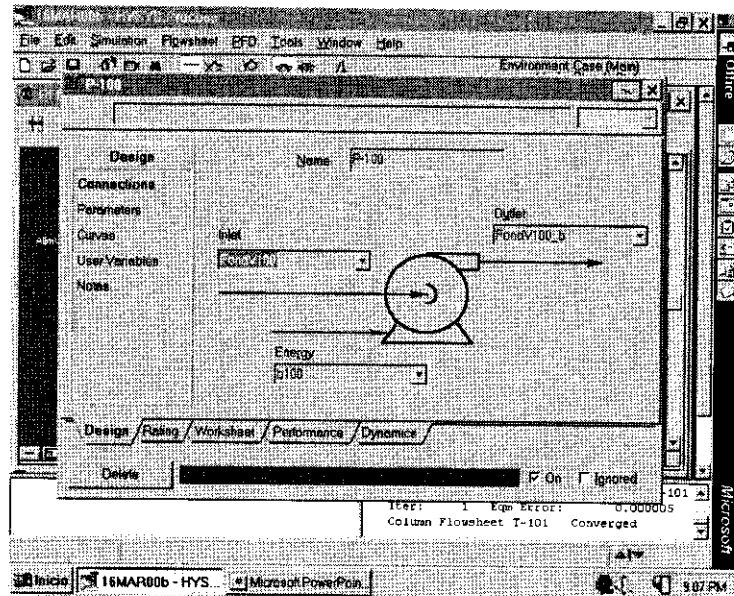


Esta primera pantalla muestra las corrientes de salida y entrada del equipo. Las corrientes pueden ser de servicios como vapor, agua o de proceso. En el presente caso se está utilizando vapor como medio de calentamiento.

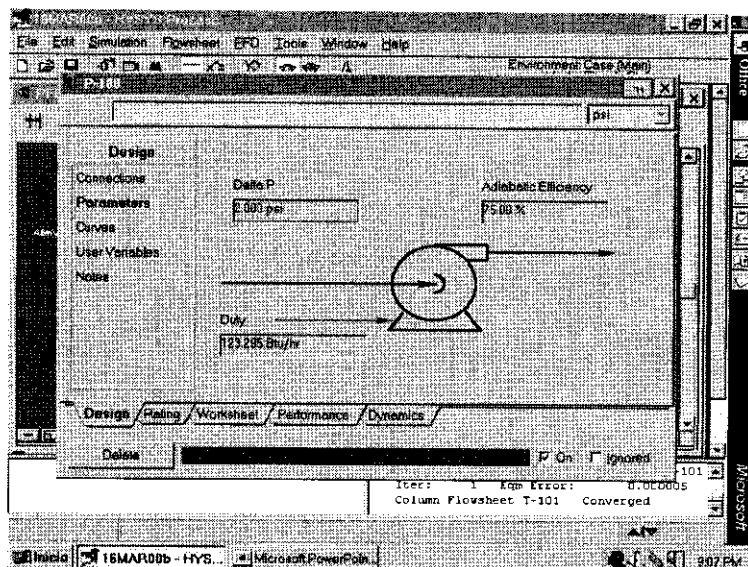


Aquí se especifica la caída de presión en el equipo lado tubos y lado envolvente, así como el calor necesario para llevar la corriente FondV100b a las condiciones de temperatura requeridas.

BOMBA B-100

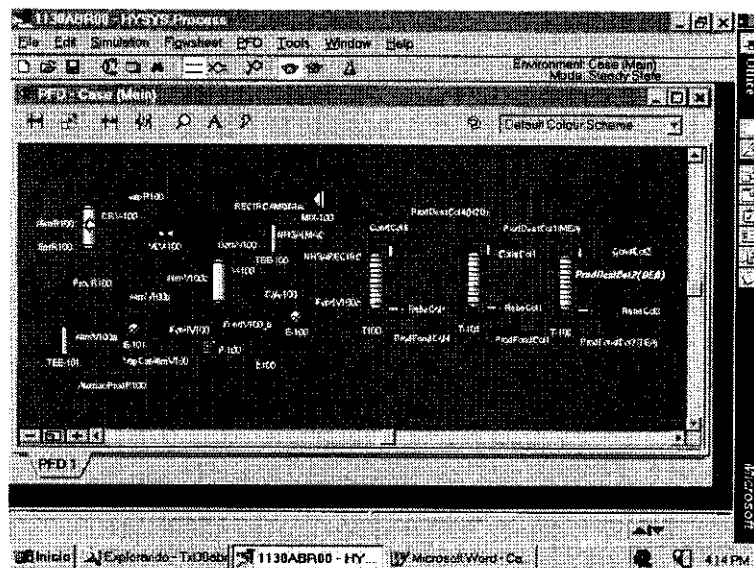


Esta Pantalla muestra las corrientes de materia de entrada y salida del equipo así como la corriente de energía que proporciona los requerimientos de energéticos para operar la bomba. En la imagen siguiente se muestra el incremento de presión en la corriente que el ingeniero de diseño asigna o especifica, de la misma manera aquí se especifica la eficiencia adiabática del equipo y el simulador se ha encargado de calcular con esas características los requerimientos energéticos para operar la bomba bajo esas condiciones.



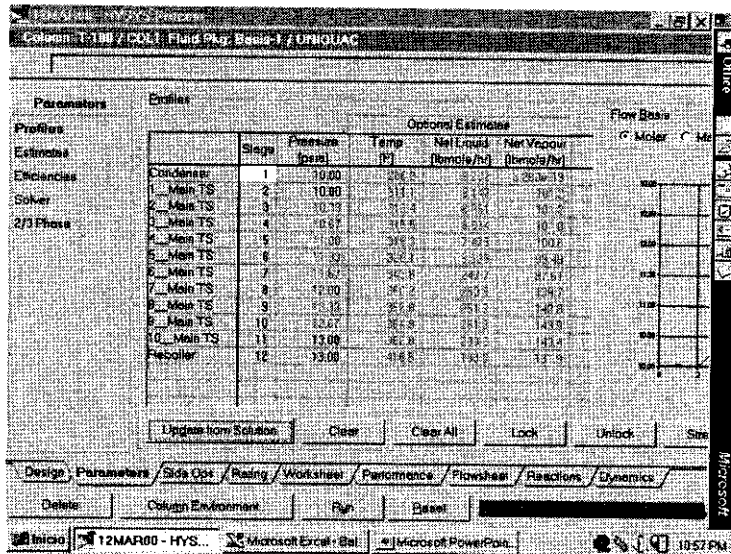
- Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso

Como se ha indicado en los párrafos anteriores el diagrama de flujo de proceso se genera mediante la unión de los diferentes equipos que representan las diferentes operaciones unitarias.

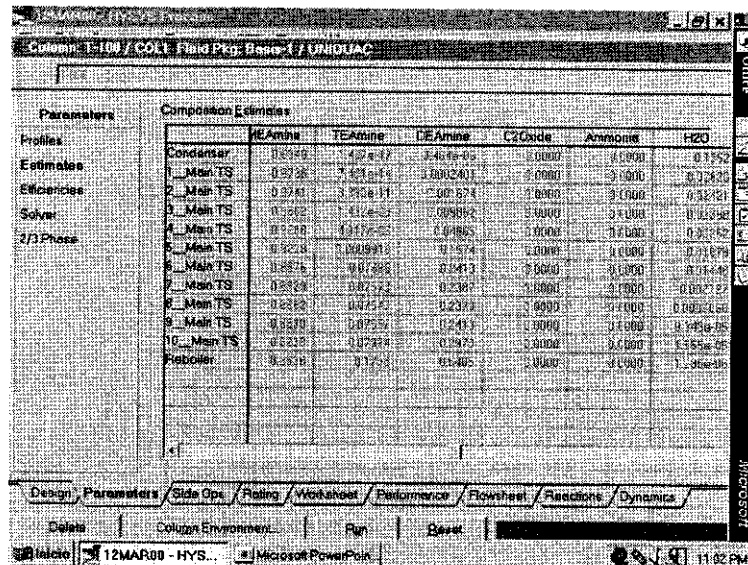


- Revisión general de Información a través del cuaderno de trabajo.

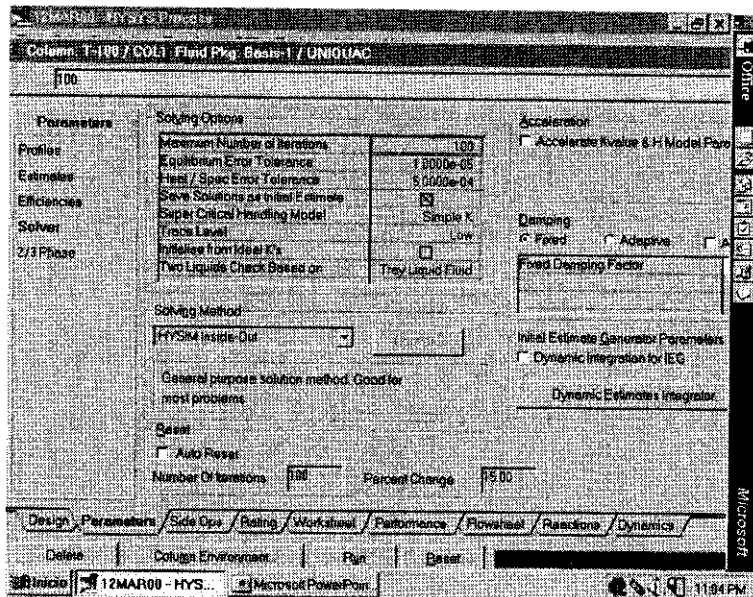
Una vez concluida la simulación de cada equipo y del diagrama de flujo general es posible consultar los resultados de diversas maneras una de las cuales es el cuaderno de trabajo, sin embargo, ésta no es la única forma de hacer consultas. A continuación se presentan una serie de pantallas que muestran los datos más relevantes de las diferentes corrientes de materia y energía así como de las operaciones unitarias representadas por los equipos del diagrama de flujo de procesos.



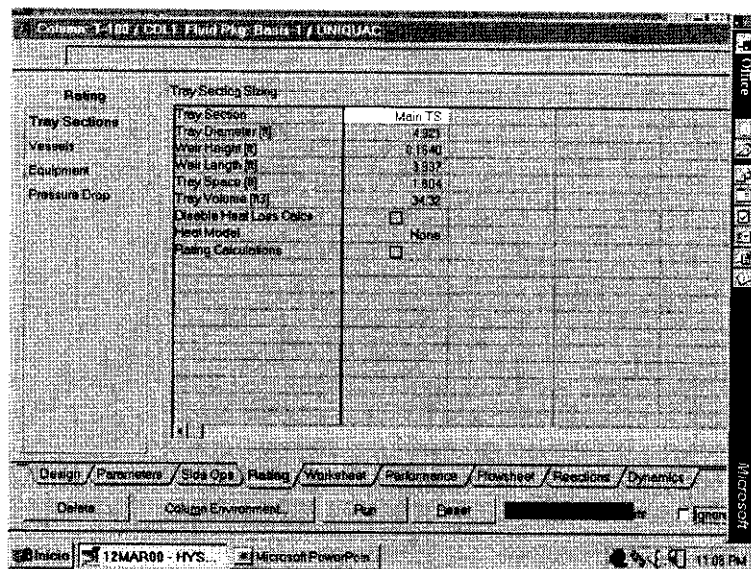
Esta pantalla muestra el perfil de presión y temperatura así como el perfil de flujo de vapor y de líquido a través de todos los platos de la columna. Esta misma información se presenta para cada columna de destilación.



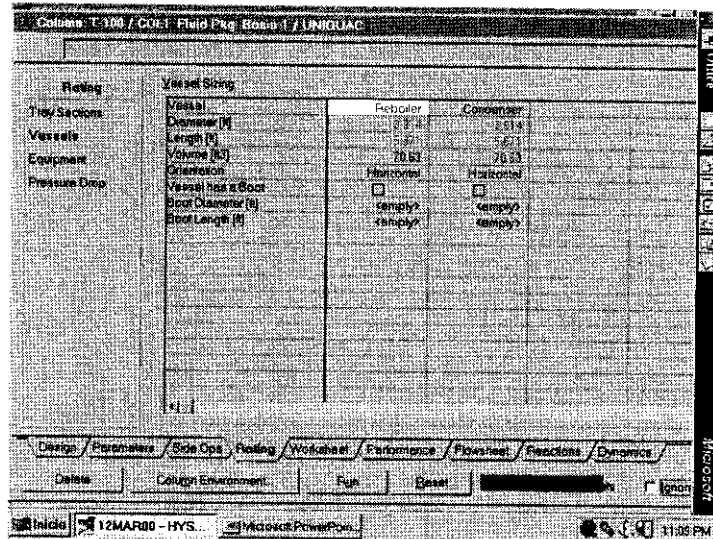
Esta pantalla (parámetros / estimados) muestra las composiciones por plato. Con estos perfiles es posible ver el comportamiento de la columna en detalle.



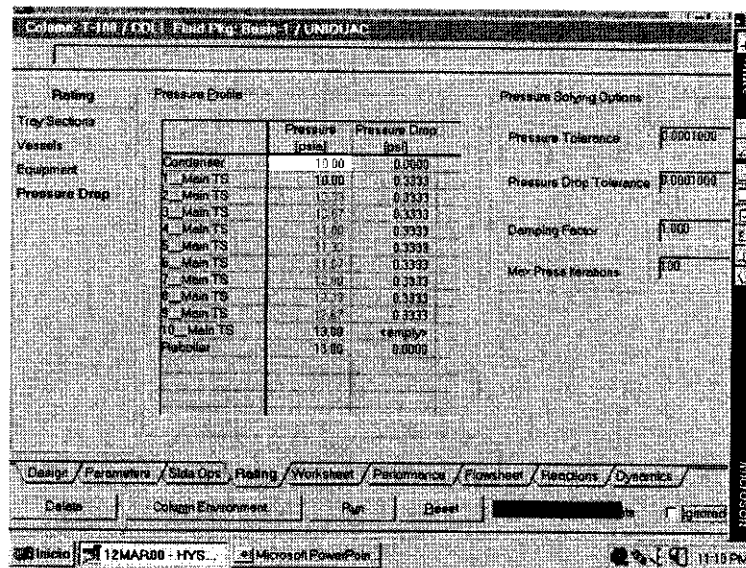
Esta pantalla (parámetros / resolvidor) permite definir los parámetros de convergencia tales como el número de iteraciones, las tolerancias de error, determinar si se quiere guardar la solución como estimado inicial, entre otras cosas. Asimismo se puede seleccionar el método de solución.



Aquí (dimensionamiento / sección de platos) se muestra el dimensionamiento de la sección de platos como el diámetro de los mismos, altura y longitud de las bajantes, espacios entre platos, etc.



En esta pantalla (dimensionamiento / recipientes) se muestra el dimensionamiento de los periféricos de la torre como el condensador y el rehervidor. Obsérvese que esta misma información se obtiene también al entrar al detalle del condensador.



En esta pantalla (dimensionamiento / caída de presión) se muestra la caída de presión por plato y el perfil de presiones a lo largo de la torre.

Worksheet	Items	AlmCoil	ProdDestCoil	ProdFondCoil
Conditions	Vapor Fraction	0.0000	0.0000	0.0000
	Temperature [F]	240.00	288.29	415.52
Properties	Pressure [psia]	14.700	10.000	13.000
	Apical Vol. Flow [barrel/day]	1161.4	410.36	856.24
Compositions	Mass Entropy [Btu/lb-F]	1925.3	-1929.1	-4416.7
	Mass Entropy [Btu/lb-F]	0.12584	0.29921	0.22181
PF Specs	Molecular Weight	79.621	55.762	100.38
	Molar Density [lbmole/ft ³]	2.73613	0.85715	0.53901
	Mass Density [lb/ft ³]	58.612	52.894	54.106
	Sol. Liquid-Mass Density [lb/ft ³]	65.941	62.172	66.327
	Molar Heat Capacity [Btu/lb-F]	49.494	46.024	57.250
	Mass Heat Capacity [Btu/lb-F]	0.62162	0.64732	0.57041
	Thermal Conductivity [Btu/ft-h-F]	0.10095	0.11177	0.071468
	Viscosity [cP]	3.1308	1.6281	0.55241
	Surface Tension [dynes/cm]	45.390	31.746	35.093
	Specific Heat [Btu/lb-mole-F]	49.494	46.024	57.250
	z-Factor	0.0026285	0.0013018	0.0025650
	Vap. Frac. (molar basis)	0.00000	0.00000	0.00000
	Vap. Frac. (mass basis)	0.00000	0.00000	0.00000
	Vap. Frac. (Volume Basis)	0.00000	0.00000	0.00000
Molar Volume [ft ³ /lbmole]	1.3564	1.8448	1.8663	

Esta opción (propiedades / hoja de trabajo) muestra los detalles de las corrientes de materia de la columna.

Worksheet	Items	AlmCoil	ProdDestCoil	ProdFondCoil
Conditions	WEAmine	0.5511	0.0649	0.2838
	TEAmine	0.0948	0.0000	0.1758
Properties	DEAmine	0.2918	0.0000	0.5405
	CO2oxide	0.0000	0.0000	0.0000
Compositions	Ammonia	0.0000	0.0000	0.0000
	H2O	0.0822	0.1352	0.0000

En esta pantalla (hoja de trabajo / composiciones) se observan las composiciones de cada corriente de la columna en cuestión (en este caso T-100).

Worksheet	Name	AzeoCol	FeedDistCol	ProdPondCol
Conditions	Pressure (psia)	<input type="checkbox"/> 14.73	<input type="checkbox"/> 10.00	<input type="checkbox"/> 13.00
Properties	Flow Spec Active	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Compositions	Flow Spec Basis	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
	Molar Flow (lbmole/hr)	500.0	92.02	100.0
PF Specs	Mass Flow (lb/hr)	1.552e+04	5000	1.084e+04
	Liquid Flow (lbmole/hr)	1023	342.7	822.2

Se muestran las especificaciones con las que se pueden correr los procesos de simulación. Una vez definidas éstas, es necesario verificar los grados de libertad en la pantalla monitor número que debe ser igual a cero.

	Temp (F)	Press (psia)	Liquid (lbmole/hr)	Vapor (lbmole/hr)	Vr	Stream Type	Flow (lbmole/hr)	Dew Temp (Dew) (F)
Condenser	286.2	13.00	8.29003			CondCol	0	2.273e+06
1_Mean TS	311.1	10.00	8.14654	101.222		ProdDistCol	D	286.2 F
2_Mean TS	313.4	10.00	5.95051	101.167				
3_Mean TS	315.6	10.00	6.51409	100.971				
4_Mean TS	319.3	11.00	7.47342	100.564				
5_Mean TS	326.1	11.33	5.53464	95.4037				
6_Mean TS	343.6	11.67	247.712	97.6145		AzeoCol	F	200.0
7_Mean TS	350.2	12.00	260.755	139.732				240.0 F
8_Mean TS	352.8	12.33	251.076	142.776				
9_Mean TS	354.9	12.67	251.342	143.890				
10_Mean TS	362.8	13.00	238.936	143.362				
Reboiler	416.0	13.00		131.057		ReboCol	0	2.145e+06
						ProdPondCo	D	100.0
								416.0 F

Esta pantalla (rendimiento / sumario) es es resumen del perfil de temperaturas, de presiones y flujos de líquido y vapor, así como información de las corrientes de alimentación y descarga de la torre.

The screenshot shows the 'Flow Base' window in HYSYS, displaying a table with the following data:

	Temperature (°F)	Liquid Flow (lbmole/hr)	Vapour Flow (lbmole/hr)	Liquid Enthalpy (Btu/lbmole)	Vapour Enthalpy (Btu/lbmole)
Condenser	288.2	8202		-1.356e+05	2.230e+04
1_Main TS	311.1	8142	107.2	-1.338e+05	2.409e+04
2_Main TS	313.4	8051	107.2	-1.338e+05	2.390e+04
3_Main TS	315.5	7954	107.4	-1.345e+05	2.370e+04
4_Main TS	319.3	7470	108.4	-1.368e+05	2.327e+04
5_Main TS	328.7	5855	46.48	-1.186e+05	6.382e+04
6_Main TS	343.8	247.7	47.61	-1.354e+05	6.395e+04
7_Main TS	360.2	260.6	138.7	-1.305e+05	6.166e+04
8_Main TS	368.8	261.4	140.8	-1.307e+05	6.116e+04
9_Main TS	384.8	251.1	143.8	-1.384e+05	6.108e+04
10_Main TS	382.8	238.6	143.4	-1.442e+05	6.130e+04
Reboiler	418.5		131.3	-1.823e+05	9.687e+04

En esta pantalla (rendimiento / pinch) se puede obtener información sobre las entalpías del líquido y el vapor por plato.

The screenshot shows the 'Transfer Composition of Like Hypotheticals' window in HYSYS, containing the following tables:

Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Spd	Split Index
ReboCoil	ReboCoil	None Req'd	<input type="checkbox"/>	
AtmCoil	AtmCoil	P-H Flash	<input type="checkbox"/>	
New	*New*			

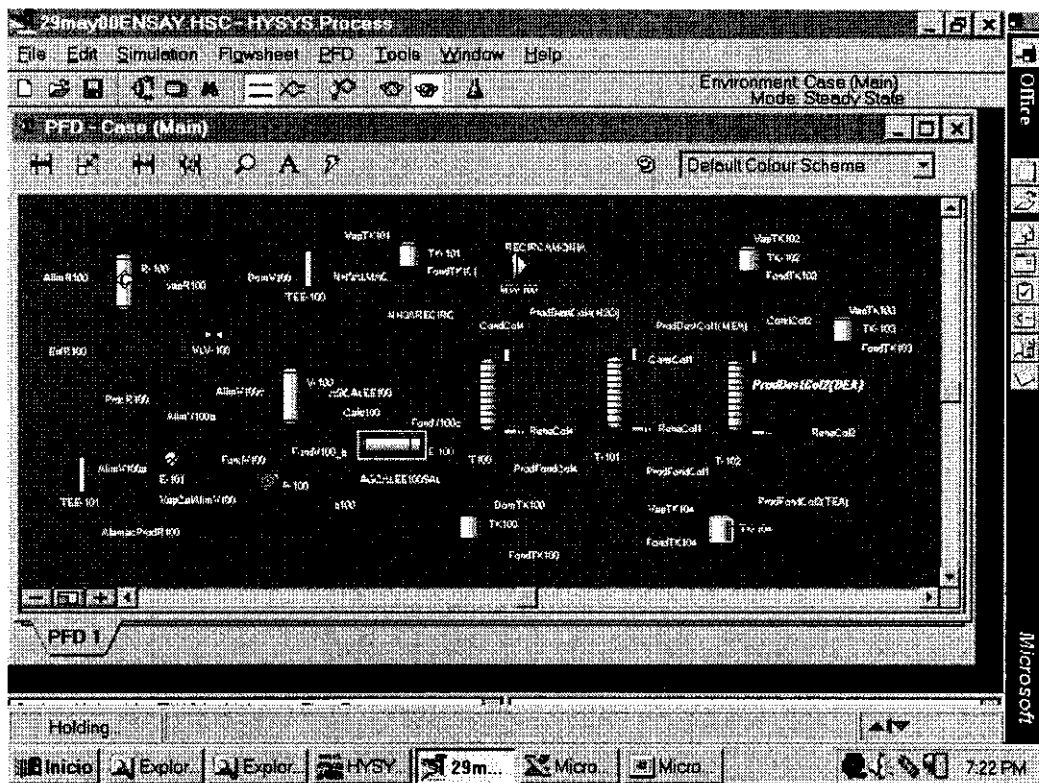
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Flowheat Topology
CondCoil	CondCoil	None Req'd	Main TS
ProdDestCoil	ProdDestCoil	P-H Flash	Condensers
ProdFondCoil	ProdFondCoil	P-H Flash	Reboilers
New	*New*		

Las corrientes internas y externas se presentan en esta pantalla. Estas corrientes son l que establecen vínculos entre los diferentes diagramas de flujo y sus respectivos subdiagramas.

4. SALIDA DE INFORMACIÓN (ESQUEMAS DE SALIDA)

- **Diagrama de Flujo de Proceso.**

El diagrama de flujo de proceso que es el resultado del análisis de cómo llegar a los productos deseados con la pureza requerida partiendo de las materias primas disponibles se presenta enseguida, sin embargo es necesario remarcar que lo que se presenta es el diagrama terminado que resultó de varios ensayos previos.



• **Balances de Materia y Energía de Proceso.**

El balance de materia y energía para la parte de separación se obtiene una vez habiendo corrido los cálculos para cada equipo de destilación así como para la separación de tipo flash. A continuación se muestran las tablas de salida del balance de materia y energía con que el simulador ya cuenta:

```

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\29may00.HSC
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
, , Date/Time: Wed Aug
, ,
30 17:54:52 2000
    
```

Case (Main) (Workbook): All Pages

Workbook: Case (Main)

Material Streams

Name	, ProdDestCol1(MEA)	, ProdFondCol1	, ProdDestCol2(DEA)	, ProdFondCol2(TEA)	, DomV100
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	317.7	534.1	499.6	671.8	80.01
Pressure (psia)	10.00	13.00	10.00	13.00	25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	38.80	27.09	20.53	6.560	55.21
Mass Flow (lb/hr)	2381	3147	2169	978.6	941.2
Liquid Volume Flow (barrel/day)	160.2	195.2	135.6	59.62	103.9
Heat Flow (Btu/hr)	-4.027e+06	-5.669e+06	-3.955e+06	-1.692e+06	-1.158e+06
Name	FondV100	ProdDestCol4(H2O)	ProdFondCol4	FondV100_b	FondV100c
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	80.01	40.73	395.0	80.02	529.9
Pressure (psia)	25.00	18.00	20.00	27.00	22.00
Molar Flow (lbmole/hr)	579.9	514.0	65.89	579.9	579.9
Mass Flow (lb/hr)	1.473e+04	9199	5529	1.473e+04	1.473e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1043	687.5	355.4	1043	1043
Heat Flow (Btu/hr)	-6.656e+07	-5.610e+07	-9.753e+06	-6.656e+07	-5.256e+07
Name	RECIRCAMONIA	NH3ARECIRC	NH3ALMAC	AlimR100	vapR100
Vapour Fraction	0.0216	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	40.93	80.01	80.01	77.00	30.01
Pressure (psia)	18.00	25.00	25.00	142.2	132.2
Molar Flow (lbmole/hr)	525.0	11.04	44.17	1173	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	9387	188.2	753.0	2.499e+04	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	708.3	20.79	83.14	2007	0.0000
Heat Flow (Btu/hr)	-5.634e+07	-2.316e+05	-9.265e+05	-9.988e+07	0.0000
Name	ProdR100	AlimV100a	AlamacProdR100	AlimV100b	AlimV100c
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0869
Temperature (F)	30.01	30.01	30.01	115.5	80.01
Pressure (psia)	132.2	132.2	132.2	127.2	25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	1013	635.1	377.8	635.1	635.1
Mass Flow (lb/hr)	2.499e+04	1.567e+04	9321	1.567e+04	1.567e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1829	1147	682.2	1147	1147
Heat Flow (Btu/hr)	-1.099e+08	-6.889e+07	-4.098e+07	-6.772e+07	-6.772e+07
Name	DomTK100	FondTK100	FondTK101	VapTK101	VapTK102
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature (F)	30.01	30.01	80.01	80.01	317.7
Pressure (psia)	132.2	132.2	25.00	25.00	10.00
Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	377.8	0.0000	44.17	0.0002464
Mass Flow (lb/hr)	0.0000	9321	0.0000	753.0	0.01505

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
Cap_V Ejemplo de Simulación

Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 0.0000	, 682.2	, 0.0000	, 83.14	, 0.001014
Heat Flow (Btu/hr)	, 0.0000	, -4.098e+07	, 0.0000	, -9.265e+05	, -20.00
Name	, FondTK102	, VapTK103	, FondTK103	, VapTK104	, FondTK104
Vapour Fraction	, 0.0000	, 1.0000	, 0.0000	, 1.0000	, 0.0000
Temperature (F)	, 317.7	, 499.6	, 499.6	, 671.8	, 671.8
Pressure (psia)	, 10.00	, 10.00	, 10.00	, 13.00	, 13.00
Molar Flow (lbmole/hr)	, 38.80	, 0.0000	, 20.53	, 0.0000	, 6.560
Mass Flow (lb/hr)	, 2381	, 0.0000	, 2169	, 0.0000	, 978.6
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 160.2	, 0.0000	, 135.6	, 0.0000	, 59.62
Heat Flow (Btu/hr)	, -4.027e+06	, 0.0000	, -3.955e+06	, 0.0000	, -1.692e+06

Compositions

Name	, ProdDestCol1 (MEA)	, ProdFondCol1	, ProdDestCol2 (DEA)	, ProdFondCol2 (TEA)	, DomV100
Comp Mole Frac (MEAmine)	, 0.9935	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (TEAmine)	, 0.0000	, 0.2508	, 0.0114	, 1.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (DEAmine)	, 0.0065	, 0.7492	, 0.9886	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (C2Oxide)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.9840
Comp Mole Frac (H2O)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0160
Name	, FondV100	, ProdDestCol4 (H2O)	, ProdFondCol4	, FondV100_b	, FondV100c
Comp Mole Frac (MEAmine)	, 0.0671	, 0.0007	, 0.5850	, 0.0671	, 0.0671
Comp Mole Frac (TEAmine)	, 0.0117	, 0.0000	, 0.1031	, 0.0117	, 0.0117
Comp Mole Frac (DEAmine)	, 0.0354	, 0.0000	, 0.3119	, 0.0354	, 0.0354
Comp Mole Frac (C2Oxide)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	, 0.1342	, 0.1515	, 0.0000	, 0.1342	, 0.1342
Comp Mole Frac (H2O)	, 0.7515	, 0.8478	, 0.0000	, 0.7515	, 0.7515
Name	, RECIRCAMONIA	, NH3ARECIRC	, NH3ALMAC	, AlimR100	, vapR100
Comp Mole Frac (MEAmine)	, 0.0007	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (TEAmine)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (DEAmine)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (C2Oxide)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.1365	, 0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	, 0.1690	, 0.9840	, 0.9840	, 0.2698	, 0.9954
Comp Mole Frac (H2O)	, 0.8303	, 0.0160	, 0.0160	, 0.5937	, 0.0046
Name	, ProdR100	, AlimV100a	, AlamacProdR100	, AlimV100b	, AlimV100c
Comp Mole Frac (MEAmine)	, 0.0613	, 0.0613	, 0.0613	, 0.0613	, 0.0613
Comp Mole Frac (TEAmine)	, 0.0107	, 0.0107	, 0.0107	, 0.0107	, 0.0107
Comp Mole Frac (DEAmine)	, 0.0324	, 0.0324	, 0.0324	, 0.0324	, 0.0324
Comp Mole Frac (C2Oxide)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	, 0.2081	, 0.2081	, 0.2081	, 0.2081	, 0.2081
Comp Mole Frac (H2O)	, 0.6876	, 0.6876	, 0.6876	, 0.6876	, 0.6876
Name	, DomTK100	, FondTK100	, FondTK101	, VapTK101	, VapTK102
Comp Mole Frac (MEAmine)	, 0.0000	, 0.0613	, 0.0671	, 0.0000	, 0.9999
Comp Mole Frac (TEAmine)	, 0.0000	, 0.0107	, 0.0117	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (DEAmine)	, 0.0000	, 0.0324	, 0.0354	, 0.0000	, 0.0001
Comp Mole Frac (C2Oxide)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	, 0.9954	, 0.2081	, 0.1342	, 0.9840	, 0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	, 0.0046	, 0.6876	, 0.7515	, 0.0160	, 0.0000
Name	, FondTK102	, VapTK103	, FondTK103	, VapTK104	, FondTK104
Comp Mole Frac (MEAmine)	, 0.9935	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (TEAmine)	, 0.0000	, 0.0006	, 0.0114	, 1.0000	, 1.0000
Comp Mole Frac (DEAmine)	, 0.0065	, 0.9994	, 0.9886	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (C2Oxide)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000

Energy Streams

Name	, ReheCol1	, ConsCol1	, CondCol2	, ReheCol2	, ReheCol4
Heat Flow (Btu/hr)	, 2.674e+06	, 2.616e+06	, 1.926e+06	, 1.947e+06	, 4.569e+07
Name	, CondCol4	, b100	, Cale100	, EnfR100	
VapCalAlimV100					
Heat Flow (Btu/hr)	, 5.899e+07	, 123.4	, 1.400e+07	, 1.000e+07	, 1.176e+06
Unit Ops					

Operation Name	, Operation Type	, Feeds	, Products	, Ignored	, Calc. Level
T-101,	, Distillation,	, ProdFondCol4,	, ProdFondCol1,	, No,	, 2500
,	,	, ReheCol1,	, ProdDestCol1 (MEA),	,	
,	,	,	, ConsCol1,	,	
T-102,	, Distillation,	, ProdFondCol1,	, ProdFondCol2 (TEA),	, No,	, 2500
,	,	, ReheCol2,	, ProdDestCol2 (DEA),	,	
,	,	,	, CondCol2,	,	
T100,	, Distillation,	, FondV100c,	, ProdFondCol4,	, No,	, 2500
,	,	, ReheCol4,	, ProdDestCol4 (H2O),	,	
,	,	,	, CondCol4,	,	
MIX-100,	, Mixer,	, ProdDestCol4 (H2O),	, RECIRCAMONIA,	, No,	, 500.0
,	,	, NH3ARECIRC,	,	,	
V-100,	, Separator,	, AlimV100c,	, FondV100,	, No,	, 500.0
,	,	,	, DomV100,	,	
P-100,	, Pump,	, FondV100,	, FondV100_b,	, No,	, 500.0
,	,	, b100,	,	,	
E-100,	, Heater,	, FondV100_b,	, FondV100c,	, No,	, 500.0

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
 Cap_V Ejemplo de Simulación

E-101,	Heater,	Cal100,	AlimV100b,	No,	500.0
TEE-100,	Tee,	AlimV100a,	VapCalAlimV100,	No,	500.0
TEE-101,	Tee,	DomV100,	NH3ALMAC,	No,	500.0
R-100,	Conversion Reactor,	ProdR100,	NH3ARECIRC,	No,	500.0
VLV-100,	Valve,	AlimR100,	AlimV100a,	No,	500.0
TK100,	Tank,	EnFR100,	AlamacProdR100,	No,	500.0
TK-101,	Tank,	AlimV100b,	ProdR100,	No,	500.0
TK-102,	Tank,	AlamacProdR100,	vapR100,	No,	500.0
TK-103,	Tank,	NH3ALMAC,	EnFR100,	No,	500.0
TK-104,	Tank,	ProdDestCol1 (MEA),	AlimV100c,	No,	500.0
		ProdDestCol2 (DEA),	FondTK100,	No,	500.0
		ProdFondCol2 (TEA),	FondTK101,	No,	500.0
			FondTK102,	No,	500.0
			FondTK103,	No,	500.0
			FondTK104,	No,	500.0
			VapTK101,		
			VapTK102,		
			VapTK103,		
			VapTK104,		

Hyprotech Ltd. ,

HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

Especificaciones, Equipo de Proceso Crítico y/o Mayor.

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.HSC
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
, Date/Time: Sun Apr
30 13:46:59 2000

R-100 (Conversion Reactor): Design, Reactions, Worksheet, Dynamics

Conversion Reactor: R-100,
CONNECTIONS

Inlet Stream Connections

Stream Name , From Unit Operation
AlimR100,
Outlet Stream Connections

Stream Name , To Unit Operation
vapR100,
ProdR100, TEE-101 Tee:
Energy Stream Connections

Stream Name , From Unit Operation
EnfR100,
PARAMETERS

Physical Parameters , Optional Heat Transfer: Cooling
Delta P , Vessel Volume , Duty , Energy Stream
10 00 psi, 35.31 ft3, 1.000e+07 Btu/hr, , EnfR100
User Variables

REACTION DETAILS

Reaction:	Component,	Mole Weight,	Stoichiometric Coeff.
Rxn-1	C2Oxide,	44.05,	-1.000
	Ammonia,	17.03,	-1.000
	H2O,	18.02,	0.0000
	MEAmine,	61.08,	1.000
Rxn-2	C2Oxide,	44.05,	-1.000
	MEAmine,	61.08,	-1.000
	H2O,	18.02,	0.0000
	DEAmine,	105.1,	1.000
Rxn-3	C2Oxide,	44.05,	-1.000
	DEAmine,	105.1,	-1.000
	H2O,	18.02,	0.0000
	TEAmine,	149.2,	1.000

REACTION RESULTS FOR : Set-1
Extents

Name,	Rank,	Specified, % Conversion,	Use Default,	Actual, % Conversion,	Base, Component,	Reaction Extent (lbmole/hr)
Rxn-1,	0,	66.00,	Yes,	66.00,	C2Oxide,	105.7
Rxn-2,	1,	80.10,	Yes,	27.23,	C2Oxide,	43.61
Rxn-3,	2,	100.0,	Yes,	6.766,	C2Oxide,	10.83
Balance						

Components,	Total Inflow, (lbmole/hr),	Total Reaction, (lbmole/hr),	Total Outflow (lbmole/hr)
MEAmine,	0.0000,	62.07,	62.07
TEAmine,	0.0000,	10.83,	10.83

DEAmine,	0.0000,	32.77,	32.77
C2Oxide,	160.1,	-160.1,	0.0000
Ammonia,	316.5,	-105.7,	210.8
H2O,	696.4,	0.0000,	696.4

PROPERTIES

AlinR100

	Overall ,	Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction	, 0.0000	, 1.000
Temperature: (F)	, 77.00	, 77.00
Pressure: (psia)	, 142.2	, 142.2
Molar Flow (lbmole/hr)	, 1173	, 1173
Mass Flow (lb/hr)	, 2.499e+04	, 2.499e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 2007	, 2007
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -8.514e+04	, -8.514e+04
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -3997	, -3997
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 12.90	, 12.90
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.6057	, 0.6057
Heat Flow (Btu/hr)	, -9.988e+07	, -9.988e+07
Molar Density (lbmole/ft3)	, 2.535	, 2.535
Mass Density (lb/ft3)	, 54.00	, 54.00
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, 54.56	, 54.56
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 19.18	, 19.18
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 0.9003	, 0.9003
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.2839	, 0.2839
Viscosity (cP)	, 0.4305	, 0.4305
Surface Tension (dyne/cm)	, 53.06	, 53.06
Molecular Weight	, 21.30	, 21.30
Z Factor	, 0.009743	, 0.009743

ProdR100

	Overall ,	Aqueous Phase	Vapour Phase
Vapour/Phase Fraction	, 0.0000	, 1.000	, 0.0000
Temperature: (F)	, 30.01	, 30.01	, 30.01
Pressure: (psia)	, 132.2	, 132.2	, 132.2
Molar Flow (lbmole/hr)	, 1013	, 1013	, 0.0000
Mass Flow (lb/hr)	, 2.499e+04	, 2.499e+04	, 0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 1829	, 1829	, 0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.085e+05	, -1.085e+05	, -2.044e+04
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -4397	, -4397	, -1200
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, -84.48	, -84.48	, 44.81
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, -3.424	, -3.424	, 2.631
Heat Flow (Btu/hr)	, -1.099e+08	, -1.099e+08	, 0.0000
Molar Density (lbmole/ft3)	, 2.385	, 2.385	, 0.02516
Mass Density (lb/ft3)	, 58.84	, 58.84	, 0.4286
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, 57.88	, 57.88	, 38.27
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 21.41	, 21.41	, 8.390
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 0.8678	, 0.8678	, 0.4925
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.2953	, 0.2953	, 0.01438
Viscosity (cP)	, 3.058	, 3.058	, 0.007733
Surface Tension (dyne/cm)	, 66.59	, 66.59	, LL
Molecular Weight	, 24.67	, 24.67	, 17.03
Z Factor	, 0.01055	, 0.01055	, 1.000

vapR100

	Overall ,	Aqueous Phase	Vapour Phase
Vapour/Phase Fraction	, 1.000	, 0.0000	, 1.000
Temperature: (F)	, 30.01	, 30.01	, 30.01
Pressure: (psia)	, 132.2	, 132.2	, 132.2
Molar Flow (lbmole/hr)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Mass Flow (lb/hr)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -2.044e+04	, -1.085e+05	, -2.044e+04
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -1200	, -4397	, -1200
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 44.81	, -84.48	, 44.81
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 2.631	, -3.424	, 2.631
Heat Flow (Btu/hr)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Molar Density (lbmole/ft3)	, 0.02516	, 2.385	, 0.02516
Mass Density (lb/ft3)	, 0.4286	, 58.84	, 0.4286
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, LL	, 57.88	, 38.27
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 8.390	, 21.41	, 8.390
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 0.4925	, 0.8678	, 0.4925
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.01438	, 0.2953	, 0.01438
Viscosity (cP)	, 0.007733	, 3.058	, 0.007733
Surface Tension (dyne/cm)	, LL	, 66.59	, LL
Molecular Weight	, 17.03	, 24.67	, 17.03
Z Factor	, 1.000	, 0.01055	, 1.000

DYNAMICS

Vessel Parameters: Initialize from Product

Vessel Volume (ft3) , 35.31 , Level Calculator , Vertical cylinder

Vessel Diameter (ft) , 3.106 , Fraction Calculator , Use levels and
 nozzles
 Vessel Height (ft) , 4.660 , Feed Delta P (psi) , 10.00
 Liquid Level Percent (%) , 50.00 , Vessel Pressure (psia) , 132.2
 Holdup: Vessel Levels

Phase,	Level,	Percent,	Volume
,	(ft),	(%),	(ft3)
Vapour,	LL,	LL,	0.0000
Liquid,	LL,	LL,	0.0000
Aqueous,	LL,	LL,	0.0000
Holdup: Details			

Phase,	Accumulation,	Moles,	Volume
,	(lbmole/hr),	(lbmole),	(ft3)
Vapour,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Liquid,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Aqueous,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Total ,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Duty Valve Source : Direct_Q			

Available UA (Btu/F-hr) , 1.896e+05 , Heat Capacity (Btu/lbmole-F) , 17.91
Utility HoldUp (lbmole) , 220.5 , Inlet Temp. (F) , 59.00
Mole Flow (lbmole/hr) , LL , Outlet Temp. (F) , 59.00
Min. Mole Flow (lbmole/hr) , LL , Temp. Approach (F) , 18.00
Max. Mole Flow (lbmole/hr) , LL , Heat Flow (Btu/hr) , 1.000e+07
Liquid Heater Height as % of Vessel Volume

Top of Heater : 5.000 % , Bottom of Heater : 0.0000 %
 Heat Flow into the PFR: Cooling

Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

```

,
, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1123ABR00.HSC
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
,
, Date/Time: Sun Apr
30 14:06:35 2000

```

V-100 (Separator): Design, Reactions, Worksheet, Dynamics

Separator: V-100,

CONNECTIONS

Inlet Stream

```

Stream Name , From Unit Operation
AlimV100c, VLV-100 Valve
Outlet Stream

```

```

Stream Name , To Unit Operation
DomV100, TEE-100 Tee:
FondV100, P-100 Pump:
Energy Stream

```

```

Stream Name , From Unit Operation

```

PARAMETERS

```

Vessel Volume: 34.56 ft3, Level SP: 50.00 %, Liquid Volume: 17.28 ft3,
Vessel Pressure: 25.00 psia, Pressure Drop: 0.0000 psi, Duty: 0.0000 Btu/hr, Heat Transfer Mode: Heating
User Variables

```

PROPERTIES

AlimV100c

	Overall ,	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction	, 0.08694	, 0.08694	, 0.9131
Temperature: (F)	, 80.01	, 80.01	, 80.01
Pressure: (psia)	, 25.00	, 25.00	, 25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	, 635.1	, 55.21	, 579.9
Mass Flow (lb/hr)	, 1.567e+04	, 941.2	, 1.473e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 1147	, 103.9	, 1043
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.066e+05	, -2.097e+04	, -1.148e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -4322	, -1230	, -4519
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 9.160	, 48.89	, 5.377
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.3713	, 2.868	, 0.2117
Heat Flow (Btu/hr)	, -6.772e+07	, -1.158e+06	, -6.656e+07
Molar Density (lbmole/ft3)	, 0.04871	, 0.004317	, 2.318
Mass Density (lb/ft3)	, 1.202	, 0.07359	, 58.87
Std Liquid Mass Density (lb/ft3), LL		, 38.50	, 59.49
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 20.65	, 8.528	, 21.80
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 0.8368	, 0.5003	, 0.8583
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F), LL		, 0.01543	, 0.3051
Viscosity (cP)	, LL	, 0.008394	, 1.963
Surface Tension (dyne/cm)	, LL	, LL	, 64.68
Molecular Weight	, 24.67	, 17.05	, 25.40
Z Factor	, LL	, 1.000	, 0.001862

	Overall ,	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction	, 1.000	, 1.000	, 0.0000
Temperature: (F)	, 80.01	, 80.01	, 80.01
Pressure: (psia)	, 25.00	, 25.00	, 25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	, 55.21	, 55.21	, 0.0000
Mass Flow (lb/hr)	, 941.2	, 941.2	, 0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 103.9	, 103.9	, 0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -2.097e+04	, -2.097e+04	, -1.148e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -1230	, -1230	, -4519
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 48.89	, 48.89	, 5.377


```

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
, ,
, , Date/Time: Sun Apr
30 14:36:06 2000

```

T-100 (Distillation): Design, Output, Side Ops, Worksheet, Performance, Flowsheet, Dynamics, Profiles

(ver Detalle de T-100 en el Anexo)

```

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
, ,
, , Date/Time: Sun Apr
30 14:36:06 2000

```

T-101 (Distillation): Design, Output, Side Ops, Worksheet, Performance, Flowsheet, Dynamics, Profiles

(ver Detalle de T-101 en el Anexo)

```

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
, ,
, , Date/Time: Sun Apr
30 14:36:06 2000

```

T-102 (Distillation): Design, Output, Side Ops, Worksheet, Performance, Flowsheet, Dynamics, Profiles

Distillation: T-102 @Main,

CONNECTIONS

Inlet Stream	Stage ,	FROM UNIT OPERATION
STREAM NAME ,	Reboiler,	
ReheCol2,	5__Main TS,	T-101 Distillation
ProdFondCol1,		
Outlet Stream	Stage ,	TO UNIT OPERATION
STREAM NAME ,	Condenser,	
CondCol2,	Condenser,	
ProdDestCol2,	Reboiler,	
ProdFondCol2,		
MONITOR		

Specifications Summary

Specified Value ,	Current Value ,	Wt. Error ,	Wt. Tol. ,	Abs. Tol. ,	Active ,	Estimate
,						

Reflux Ratio,	2.000,	2.000,	4.638e-05,	0.01000,	0.01000,	On,	On
Distillate Rate,	20.53 lbmole/hr,	20.53 lbmole/hr,	-1.685e-06,	0.01000,	2.205 lbmole/hr,	On,	On
Reflux Rate,	LL,	41.06 lbmole/hr,	LL,	0.01000,	2.205 lbmole/hr,	Off,	On
Btms Prod Rate,	LL,	6.560 lbmole/hr,	LL,	0.01000,	2.205 lbmole/hr,	Off,	On

Column Specification Parameters
Reflux Ratio

Stage: Condenser, Flow Basis: Molar, Liquid Specification: LL,
Distillate Rate

Stream: ProdDestCol2, Flow Basis: Molar,
Reflux Rate

Stage: Condenser, Flow Basis: Molar, Liquid Specification: LL,
Btms Prod Rate

Stream: ProdFondCol2, Flow Basis: Molar,
User Variables

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet: T-102 (COL2),
Profile Estimates

Number of Stages: 10

	Temperature, (F),	Net Liquid, (lbmole/hr),	Net Vapour (lbmole/hr)
Condenser,	499.6,	41.06,	8.003e-21
1__Main TS,	509.5,	36.64,	61.59
2__Main TS,	556.3,	30.38,	57.17
3__Main TS,	606.6,	28.95,	50.91
4__Main TS,	624.1,	28.91,	49.48
5__Main TS,	629.0,	51.17,	49.44
6__Main TS,	658.5,	51.61,	44.61
7__Main TS,	665.6,	51.79,	45.05
8__Main TS,	668.2,	51.87,	45.24
9__Main TS,	670.1,	51.92,	45.31
10__Main TS,	671.8,	52.07,	45.36
Reboiler,	671.8,	6.560,	45.51

EFFICIENCIES

Stage Efficiencies

Stages	Overall Efficiency	MEAmine	TEAmine	DEAmine	C2Oxide
Ammonia					
Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
1__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
2__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
3__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
4__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
5__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
6__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
7__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
8__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
9__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
10__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Stages	Overall Efficiency	H2O			
Condenser	1.000	1.000			
1__Main TS	1.000	1.000			
2__Main TS	1.000	1.000			
3__Main TS	1.000	1.000			
4__Main TS	1.000	1.000			
5__Main TS	1.000	1.000			
6__Main TS	1.000	1.000			
7__Main TS	1.000	1.000			
8__Main TS	1.000	1.000			
9__Main TS	1.000	1.000			
10__Main TS	1.000	1.000			
Reboiler	1.000	1.000			

SOLVER

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out

Solving Options

Maximum Iterations: 100.0

Equilibrium Error Tolerance: 1.000e-05

Heat/Spec Error Tolerance: 0.0005000

Save Solutions as Initial Estimate: On

Super Critical Handling Model: Simple K

Trace Level: Low

Init from Ideal K's: Off

Initial Estimate Generator Parameters

Acceleration Parameters

Accelerate K Value & H Model Parameters: Off

Damping Parameters

Azeotrope Check: Off

MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA (OPCION PROYECTOS)
Cap_V Ejemplo de Simulación

Iterative IEG (Good for Chemicals): Off , Fixed Damping Factor: 1.000

SIDE STRIPPERS

SIDE RECTIFIERS

PUMP AROUNDS

VAP BYPASSES

PROPERTIES

Properties : ProdFondCol1	Overall ,	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction	1.105e-07	1.105e-07	1.000
Temperature: (F)	534.1	534.1	534.1
Pressure: (psia)	13.00	13.00	13.00
Molar Flow (lbmole/hr)	27.09	2.994e-06	27.09
Mass Flow (lb/hr)	3147	0.0003178	3147
Liquid Volume Flow (barrel/day)	195.2	1.985e-05	195.2
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.093e+05	-1.614e+05	-2.093e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1801	-1521	-1801
Molar Entropy (Btu/lb-F)	27.20	55.32	27.20
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2341	0.5212	0.2341
Heat Flow (Btu/hr)	-5.669e+06	-0.4833	-5.669e+06
Molar Density (lbmole/ft3)	0.4359	0.001219	0.4359
Mass Density (lb/ft3)	50.64	0.1294	50.64
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	69.36	68.47	69.36
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	60.92	27.12	60.92
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5243	0.2555	0.5243
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.06141	0.006548	0.06141
Viscosity (cP)	0.2142	0.007083	0.2142
Surface Tension (dyne/cm)	29.98	LL	29.98
Molecular Weight	116.2	106.1	116.2
Z Factor	0.002797	1.000	0.002797
Properties : ProdDestCol2	Overall ,	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Temperature: (F)	499.6	499.6	499.6
Pressure: (psia)	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (lbmole/hr)	20.53	0.0000	20.53
Mass Flow (lb/hr)	2169	0.0000	2169
Liquid Volume Flow (barrel/day)	135.6	0.0000	135.6
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.926e+05	-1.610e+05	-1.926e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1824	-1530	-1824
Molar Entropy (Btu/lb-F)	20.70	54.19	20.70
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.1959	0.5153	0.1959
Heat Flow (Btu/hr)	-3.955e+06	0.0000	-3.955e+06
Molar Density (lbmole/ft3)	0.4799	0.0009714	0.4799
Mass Density (lb/ft3)	50.70	0.1022	50.70
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	68.41	68.36	68.41
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	57.06	26.25	57.06
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5402	0.2496	0.5402
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.06390	0.006168	0.06390
Viscosity (cP)	0.2491	0.006760	0.2491
Surface Tension (dyne/cm)	38.83	LL	38.83
Molecular Weight	105.6	105.2	105.6
Z Factor	0.002024	1.000	0.002024
Properties : ProdFondCol2	Overall ,	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Temperature: (F)	671.8	671.8	671.8
Pressure: (psia)	13.00	13.00	13.00
Molar Flow (lbmole/hr)	6.560	0.0000	6.560
Mass Flow (lb/hr)	978.6	0.0000	978.6
Liquid Volume Flow (barrel/day)	59.62	0.0000	59.62
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.580e+05	-2.152e+05	-2.580e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1729	-1443	-1729
Molar Entropy (Btu/lb-F)	46.23	84.54	46.23
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3099	0.5666	0.3099
Heat Flow (Btu/hr)	-1.692e+06	0.0000	-1.692e+06
Molar Density (lbmole/ft3)	0.3221	0.001071	0.3221
Mass Density (lb/ft3)	48.05	0.1597	48.05
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	70.65	70.65	70.65
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	71.52	55.07	71.52
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4794	0.3691	0.4794
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.05300	0.01087	0.05300
Viscosity (cP)	0.1077	0.007291	0.1077
Surface Tension (dyne/cm)	11.95	LL	11.95
Molecular Weight	149.2	149.2	149.2
Z Factor	0.003324	1.000	0.003324

SUMMARY

Tray Summary

Flow Basis: Molar,	Temp. , (F) ,	Pressure , (psia) ,	Liquid , (lbmole/hr) ,	Vapour , (lbmole/hr) ,	Reflux Ratio: 2.000 Feeds , (lbmole/hr) ,	Draws , (lbmole/hr) ,	Duties (lbmole/hr) ,
(Btu/hr)							
Condenser,	499.6,	10.00,	41.06,	LL,	LL,	20.53,	L, -1.926e+06
1__Main TS,	509.5,	10.00,	36.64,	61.59,	,	,	LL
2__Main TS,	556.3,	10.33,	30.38,	57.17,	,	,	LL
3__Main TS,	606.6,	10.67,	28.95,	50.91,	,	,	LL
4__Main TS,	624.1,	11.00,	28.91,	49.48,	,	,	LL
5__Main TS,	629.0,	11.33,	51.17,	49.44,	27.09,	L,	LL
6__Main TS,	658.5,	11.67,	51.61,	44.61,	,	,	LL
7__Main TS,	665.6,	12.00,	51.79,	45.05,	,	,	LL
8__Main TS,	668.2,	12.33,	51.87,	45.24,	,	,	LL
9__Main TS,	670.1,	12.67,	51.92,	45.31,	,	,	LL
10__Main TS,	671.8,	13.00,	52.07,	45.36,	,	,	LL
Reboiler,	671.8,	13.00,	LL,	45.51,	LL,	6.560,	L, 1.947e+06

SETUP

Sub-Flowsheet

Feed Streams

Internal Stream Basis	External Stream	Transfer Basis	Product Streams	Internal Stream	External Stream	Transfer
ReheCol2 Req'd	ReheCol2 @Main	None Req'd	CondCol2	CondCol2 @Main	None	
ProdFondColl Flash	ProdFondColl @Main	P-H Flash	ProdDestCol2	ProdDestCol2 (DEA) @Main	P-H	
Flash			ProdFondCol2	ProdFondCol2 (TEA) @Main	P-H	

VARIABLES

Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source ,	Variable ,	Component ,	Description
---------------	------------	-------------	-------------

DYNAMICS

Vessel Dynamic Specifications

Vessel	Reboiler	Condenser
Diameter (ft)	3.914	3.914
Height.0 (ft)	5.871	5.871
Volume.0 (ft3)	70.63	70.63
Liquid Volume Percent (%)	50.00	50.00
Level Calculator	Horizontal cylinder	Horizontal cylinder
Fraction Calculator	Use levels and nozzles	Use levels and nozzles
Vessel Delta P (psi)	0.0000	0.0000
Fixed Vessel P Spec (psia)	13.00	10.00
Fixed P Spec Active	Not Active	Not Active

Other Equipment in Column Flowsheet

Holdup Details

	Pressure, (psia),	Volume, (ft3),	Bulk Liquid Volume (ft3)
Condenser,	0.0000,	0.0000,	LL
1__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
2__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
3__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
4__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
5__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
6__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
7__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
8__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
9__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
10__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
Reboiler,	0.0000,	0.0000,	LL

TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES

Column Temperature / Pressure Profile

Column Stage,	Temperature, (F),	Pressure (psia)
Condenser,	499.6,	10.00
1__Main TS,	509.5,	10.00
2__Main TS,	556.3,	10.33
3__Main TS,	606.6,	10.67
4__Main TS,	624.1,	11.00
5__Main TS,	629.0,	11.33
6__Main TS,	658.5,	11.67
7__Main TS,	665.6,	12.00

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
Cap_V **Ejemplo de Simulación**

8__Main TS,	668.2,	12.33
9__Main TS,	670.1,	12.67
10__Main TS,	671.8,	13.00
Reboiler,	671.8,	13.00

Column Flow Profile

Column Stage,	Vapour, (lbmole/hr),	Liquid, (lbmole/hr),	Vapour, (lb/hr),	Liquid, (lb/hr),	Vapour, (barrel/day),	Liquid (barrel/day)
Condenser,	8.003e-21,	41.06,	8.416e-19,	4338,	5.263e-20,	271.1
1__Main TS,	61.59,	36.64,	6506,	4110,	406.7,	255.6
2__Main TS,	57.17,	30.38,	6279,	3993,	391.2,	245.3
3__Main TS,	50.91,	28.95,	6162,	4122,	380.9,	251.8
4__Main TS,	49.48,	28.91,	6290,	4185,	387.4,	255.4
5__Main TS,	49.44,	51.17,	6354,	7428,	391.0,	453.3
6__Main TS,	44.61,	51.61,	6449,	7666,	393.7,	467.2
7__Main TS,	45.05,	51.79,	6688,	7722,	407.5,	470.4
8__Main TS,	45.24,	51.87,	6743,	7737,	410.8,	471.3
9__Main TS,	45.31,	51.92,	6759,	7746,	411.7,	471.9
10__Main TS,	45.36,	52.07,	6767,	7768,	412.2,	473.2
Reboiler,	45.51,	6.560,	6789,	978.6,	413.6,	59.62

Column Properties Profile

Stage,	Surface Tension, (dyne/cm),	Mole Wt., (Vapour),	Mole Wt., (Liquid),	Viscosity (Vapour), (cP),	Viscosity (Liquid) (cP)
Condenser,	38.83,	105.2,	105.6,	0.006760,	0.2491
1__Main TS,	34.54,	105.6,	112.2,	0.006843,	0.2492
2__Main TS,	22.35,	109.8,	131.4,	0.007200,	0.2154
3__Main TS,	16.04,	121.0,	142.4,	0.007412,	0.1696
4__Main TS,	14.68,	127.1,	144.8,	0.007422,	0.1514
5__Main TS,	14.37,	128.5,	145.2,	0.007434,	0.1463
6__Main TS,	12.56,	144.6,	148.5,	0.007287,	0.1197
7__Main TS,	12.21,	148.4,	149.1,	0.007251,	0.1135
8__Main TS,	12.10,	149.1,	149.2,	0.007259,	0.1111
9__Main TS,	12.02,	149.2,	149.2,	0.007275,	0.1093
10__Main TS,	11.95,	149.2,	149.2,	0.007291,	0.1077
Reboiler,	11.95,	149.2,	149.2,	0.007291,	0.1077

Stage,	Mass Density, (Vapour) (lb/ft3),	Mass Density, (Liquid) (lb/ft3),	Molar Density, (Vapour) (lbmole/ft3),	Molar Density, (Liquid) (lbmole/ft3),	Thermal Cond. (Vapour)
Condenser,	0.1022,	50.70,	0.0009714,	0.4799,	0.006168
1__Main TS,	0.1016,	51.20,	0.0009615,	0.4565,	0.006280
2__Main TS,	0.1041,	51.43,	0.0009478,	0.3913,	0.006947
3__Main TS,	0.1128,	50.30,	0.0009322,	0.3532,	0.008168
4__Main TS,	0.1202,	49.75,	0.0009458,	0.3437,	0.008769
5__Main TS,	0.1247,	49.58,	0.0009701,	0.3416,	0.008920
6__Main TS,	0.1405,	48.58,	0.0009723,	0.3271,	0.01037
7__Main TS,	0.1475,	48.32,	0.0009937,	0.3241,	0.01073
8__Main TS,	0.1519,	48.21,	0.001019,	0.3232,	0.01081
9__Main TS,	0.1559,	48.13,	0.001045,	0.3226,	0.01085
10__Main TS,	0.1597,	48.05,	0.001071,	0.3221,	0.01087
Reboiler,	0.1597,	48.05,	0.001071,	0.3221,	0.01087

Stage, (Liquid)	Thermal Cond., (Liquid) (Btu/hr-ft-F),	Heat Cap. (Vapour), (Btu/lbmole-F),	Heat Cap. (Liquid), (Btu/lbmole-F),	Heat Cap. (Vapour), (Btu/lb-F),	Heat Cap. (Btu/lb-F)
Condenser,	0.06390,	26.25,	57.06,	0.2496,	0.5402
1__Main TS,	0.06340,	26.60,	58.97,	0.2518,	0.5258
2__Main TS,	0.06073,	29.40,	64.85,	0.2678,	0.4933
3__Main TS,	0.05757,	36.54,	68.48,	0.3019,	0.4809
4__Main TS,	0.05639,	40.47,	69.39,	0.3183,	0.4794
5__Main TS,	0.05603,	41.38,	69.62,	0.3220,	0.4796
6__Main TS,	0.05402,	51.84,	70.96,	0.3586,	0.4778
7__Main TS,	0.05351,	54.43,	71.26,	0.3667,	0.4780
8__Main TS,	0.05330,	54.90,	71.37,	0.3683,	0.4784
9__Main TS,	0.05314,	55.01,	71.45,	0.3688,	0.4789
10__Main TS,	0.05300,	55.07,	71.52,	0.3691,	0.4794
Reboiler,	0.05300,	55.07,	71.52,	0.3691,	0.4794

Column Composition Profile : Vapour Mole Fractions

Tray Number	MEAmine	TEAmine	DEAmine	C2Oxide	Ammonia	H2O
Condenser	5.764e-11	0.0006490	0.9994	0.0000	3.018e-28	
1.009e-24						
1__Main TS	5.098e-12	0.01135	0.9886	0.0000	9.967e-31	
1.514e-26						
2__Main TS	2.096e-12	0.1062	0.8938	0.0000	9.967e-31	
5.576e-27						
3__Main TS	2.124e-12	0.3610	0.6390	0.0000	9.967e-31	
6.144e-27						
4__Main TS	2.159e-12	0.4994	0.5006	0.0000	9.967e-31	
6.313e-27						

5_Main TS	, 2.156e-12	, 0.5306	, 0.4694	, 0.0000	, 9.966e-31	,
6_Main TS	, 7.589e-14	, 0.8948	, 0.1052	, 0.0000	, 9.966e-31	,
5.343e-29						
7_Main TS	, 2.119e-15	, 0.9828	, 0.01719	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
8_Main TS	, 5.721e-17	, 0.9973	, 0.002666	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
9_Main TS	, 1.551e-18	, 0.9996	, 0.0004122	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
10_Main TS	, 4.247e-20	, 0.9999	, 6.392e-05	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
Reboiler	, 1.171e-21	, 1.000	, 9.809e-06	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						

Column Composition Profile : Liquid Mole Fractions

Tray Number	, MEAmine	, TEAmine	, DEAmine	, C2Oxide	, Ammonia	, H2O
Condenser	, 5.098e-12	, 0.01135	, 0.9886	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.514e-26						
1_Main TS	, 4.137e-13	, 0.1593	, 0.8407	, 0.0000	, 9.967e-31	,
2.157e-28						
2_Main TS	, 1.142e-13	, 0.5973	, 0.4027	, 0.0000	, 9.967e-31	,
6.103e-29						
3_Main TS	, 7.515e-14	, 0.8456	, 0.1544	, 0.0000	, 9.966e-31	,
4.963e-29						
4_Main TS	, 6.724e-14	, 0.8993	, 0.1007	, 0.0000	, 9.966e-31	,
4.684e-29						
5_Main TS	, 6.616e-14	, 0.9083	, 0.09171	, 0.0000	, 9.966e-31	,
4.671e-29						
6_Main TS	, 1.850e-15	, 0.9850	, 0.01501	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
7_Main TS	, 4.996e-17	, 0.9977	, 0.002328	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
8_Main TS	, 1.355e-18	, 0.9996	, 0.0003602	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
9_Main TS	, 3.711e-20	, 0.9999	, 5.601e-05	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
10_Main TS	, 1.027e-21	, 1.000	, 8.742e-06	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
Reboiler	, 2.832e-23	, 1.000	, 1.342e-06	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						

Column Heavy/Light Key Component Ratios Profile
Key Components

Light Key, MEAmine, TEAmine, DEAmine, C2Oxide, Ammonia, H2O,	Chosen, Off, Off, Off, Off, Off,	Heavy Key, MEAmine, TEAmine, DEAmine, C2Oxide, Ammonia, H2O,	Chosen Off Off Off Off Off
--	---	--	---

Component Ratios

Stage,	Vapour,	Liquid
Condenser,	LL,	LL
1_Main TS,	LL,	LL
2_Main TS,	LL,	LL
3_Main TS,	LL,	LL
4_Main TS,	LL,	LL
5_Main TS,	LL,	LL
6_Main TS,	LL,	LL
7_Main TS,	LL,	LL
8_Main TS,	LL,	LL
9_Main TS,	LL,	LL
10_Main TS,	LL,	LL
Reboiler,	LL,	LL

Column K-Values Profile

Tray Number	, MEAmine	, TEAmine	, DEAmine	, C2Oxide	, Ammonia	, H2O
Condenser	, 11.31	, 0.05716	, 1.011	, LL	, 302.8	, 66.61
1_Main TS	, 12.32	, 0.07126	, 1.176	, LL	, 1.000	, 70.21
2_Main TS	, 18.35	, 0.1778	, 2.219	, LL	, 1.000	, 91.36
3_Main TS	, 28.27	, 0.4269	, 4.139	, LL	, 1.000	, 123.8
4_Main TS	, 32.11	, 0.5554	, 4.972	, LL	, 1.000	, 134.8
5_Main TS	, 32.59	, 0.5842	, 5.118	, LL	, 1.000	, 135.2
6_Main TS	, 41.03	, 0.9084	, 7.010	, LL	, 1.000	, 53.43
7_Main TS	, 42.41	, 0.9851	, 7.384	, LL	, 1.000	, 1.000
8_Main TS	, 42.22	, 0.9977	, 7.400	, LL	, 1.000	, 1.000
9_Main TS	, 41.80	, 0.9996	, 7.359	, LL	, 1.000	, 1.000
10_Main TS	, 41.35	, 0.9999	, 7.311	, LL	, 1.000	, 1.000
Reboiler	, 41.35	, 1.000	, 7.312	, LL	, 1.000	, 1.000

ITEPSA,
 D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\29may00ENSAY.HSC
 Calgary, Alberta,
 CANADA,
 31 19:00:14 2000

Case Name:

Unit Set: Field

Date/Time: Thu Aug

E-100 (Heat Exchanger): Design, Worksheet, Performance, Dynamics

Heat Exchanger: E-100,

CONNECTIONS

Tube Side			Shell Side		
Inlet		Outlet		Inlet	Outlet
Name	FondV100_b	Name	FondV100c	Name	AGCALEE100
AGCALEE100SAL					
From Op.	P-100 Pump	To Op.	T100 Distillation	From Op.	To Op.
Temp	80.02 F	Temp	529.90 F	Temp	529.90 F
PARAMETERS					443.35 F

Exchanger Design (End Point)

Tube Side DeltaP: 5.000 psi, Shell Side DeltaP: 5.000 psi, Passes: Counter Current
 UA: 2.500e+06 Btu/F-hr, Tolerance: 1.0000e-04, SPECS

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
Heat Balance	0.0000 Btu/hr	2.669e-07 Btu/hr	-7.822e-11	On	Off
UA	2.500e+06 Btu/F-hr	4.923e+05 Btu/F-hr	1059	On	Off

Detailed Specifications

Heat Balance
 Type: Duty, Pass: Error, Spec Value: 0.0000 Btu/hr
 UA
 Type: UA, Pass: Overall, Spec Value: 2.500e+06 Btu/F-hr

User Variables

PROPERTIES

FondV100_b

	Overall	Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	80.02	80.02
Pressure: (psia)	27.00	27.00
Molar Flow (lbmole/hr)	579.9	579.9
Mass Flow (lb/hr)	1.473e+04	1.473e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1043	1043
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.148e+05	-1.148e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-4519	-4519
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	5.415	5.415
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2132	0.2132
Heat Flow (Btu/hr)	-6.656e+07	-6.656e+07
Molar Density (lbmole/ft3)	2.318	2.318
Mass Density (lb/ft3)	58.87	58.87
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	59.49	59.49
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	21.80	21.80
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8583	0.8583
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.3051	0.3051
Viscosity (cP)	1.963	1.963
Surface Tension (dyne/cm)	64.68	64.68
Molecular Weight	25.40	25.40
Z Factor	0.002011	0.002011

FondV100c

	Overall	Vapour Phase
Vapour/Phase Fraction	1.000	1.000
Temperature: (F)	529.9	529.9
Pressure: (psia)	22.00	22.00

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
Cap_V Ejemplo de Simulación

```

Molar Flow (lbmole/hr)      , 579.9      , 579.9      ,
Mass Flow (lb/hr)          , 1.473e+04 , 1.473e+04 ,
Liquid Volume Flow (barrel/day) , 1043      , 1043      ,
Molar Enthalpy (Btu/lbmole) , -9.064e+04 , -9.064e+04 ,
Mass Enthalpy (Btu/lb)     , -3569     , -3569     ,
Molar Entropy (Btu/lbmole-F) , 42.05     , 42.05     ,
Mass Entropy (Btu/lb-F)    , 1.656     , 1.656     ,
Heat Flow (Btu/hr)        , -5.256e+07 , -5.256e+07 ,
Molar Density (lbmole/ft3) , 0.002072  , 0.002072  ,
Mass Density (lb/ft3)     , 0.05262   , 0.05262   ,
Std Liquid Mass Density (lb/ft3) , LL        , 59.49     ,
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F) , 11.40     , 11.40     ,
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F) , 0.4491    , 0.4491    ,
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F) , 0.02327   , 0.02327   ,
Viscosity (cP)            , 0.01513   , 0.01513   ,
Surface Tension (dyne/cm) , LL        , LL        ,
Molecular Weight          , 25.40     , 25.40     ,
Z Factor                  , 1.000     , 1.000     ,
AGCALEE100

,
Overall , Vapour Phase
Vapour/Phase Fraction , 1.000 , 1.000
Temperature: (F)      , 529.9 , 529.9
Pressure: (psia)      , 400.0 , 400.0
Molar Flow (lbmole/hr) , 2775  , 2775
Mass Flow (lb/hr)     , 5.000e+04 , 5.000e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day) , 3431  , 3431
Molar Enthalpy (Btu/lbmole) , -1.007e+05 , -1.007e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)     , -5587  , -5587
Molar Entropy (Btu/lbmole-F) , 27.93  , 27.93
Mass Entropy (Btu/lb-F)    , 1.550  , 1.550
Heat Flow (Btu/hr)       , -2.794e+08 , -2.794e+08
Molar Density (lbmole/ft3) , 0.03767 , 0.03767
Mass Density (lb/ft3)    , 0.6786 , 0.6786
Std Liquid Mass Density (lb/ft3) , LL      , 63.33
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F) , 11.56  , 11.56
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F) , 0.6419 , 0.6419
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F) , 0.02607 , 0.02607
Viscosity (cP)          , 0.01903 , 0.01903
Surface Tension (dyne/cm) , LL      , LL
Molecular Weight        , 18.02  , 18.02
Z Factor                , 1.000  , 1.000
AGCALEE100SAL

,
Overall , Vapour Phase , Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction , 0.7251 , 0.7251 , 0.2749
Temperature: (F)      , 443.3  , 443.3  , 443.3
Pressure: (psia)      , 395.0  , 395.0  , 395.0
Molar Flow (lbmole/hr) , 2775   , 2012   , 763.0
Mass Flow (lb/hr)     , 5.000e+04 , 3.625e+04 , 1.375e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day) , 3431   , 2487   , 943.1
Molar Enthalpy (Btu/lbmole) , -1.057e+05 , -1.018e+05 , -1.160e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)     , -5867  , -5651  , -6436
Molar Entropy (Btu/lbmole-F) , 22.52  , 26.82  , 11.18
Mass Entropy (Btu/lb-F)    , 1.250  , 1.489  , 0.6204
Heat Flow (Btu/hr)       , -2.934e+08 , -2.049e+08 , -8.848e+07
Molar Density (lbmole/ft3) , 0.05591 , 0.04076 , 2.848
Mass Density (lb/ft3)    , 1.007  , 0.7343 , 51.30
Std Liquid Mass Density (lb/ft3) , LL      , 63.33  , 63.33
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F) , 17.33  , 16.27  , 20.12
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F) , 0.9620 , 0.9033 , 1.117
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F) , LL      , 0.02075 , 0.3699
Viscosity (cP)          , LL      , 0.01665 , 0.1169
Surface Tension (dyne/cm) , LL      , LL      , 31.22
Molecular Weight        , 18.02  , 18.02  , 18.02
Z Factor                , LL      , 1.000  , 0.01431
Stream Properties

, FondV100_b , FondV100c , AGCALEE100 , AGCALEE100SAL
Vapour Fraction , 0.0000 , 1.000 , 1.000 , 0.7251
Temperature     , 80.02  , 529.9 , 529.9 , 443.3
Pressure        , 27.00  , 22.00 , 400.0 , 395.0
Enthalpy        , -1.148e+05 , -9.064e+04 , -1.007e+05 , -1.057e+05
Molar Flow      , 579.9  , 579.9 , 2775  , 2775
MassFlow        , 1.473e+04 , 1.473e+04 , 5.000e+04 , 5.000e+04
Liquid Volume Flow , 1043   , 1043  , 3431  , 3431
HeatFlow        , -6.656e+07 , -5.256e+07 , -2.794e+08 , -2.934e+08
DETAILS

```

Overall/Detailed Performance

Duty: 1.400e+07 Btu/hr , UA: 4.923e+05 Btu/F-hr , UA Curv. Error: 0.0000 Btu/F-hr , Ft Factor: 1.000

Heat Leak: 0.0000 Btu/hr , Min. Approach: 0.001027 F , Hot Pinch Temp: 529.9 F , Uncorrected Lmted: 28.44 F
 Heat Loss: 0.0000 Btu/hr , Lmted: 28.44 F , Cold Pinch Temp: 529.9 F
 TABLES

Shell Side

Temperature, (F),	Pressure, (psia),	Heat Flow, (Btu/hr),	Enthalpy, (Btu/lbmole),	UA, (Btu/F-hr),	Molar Vap Frac,	Mass Vap Frac
443.35,	395.00,	0.00,	-105697.48,	0.00,	0.7251,	0.7251
444.29,	398.86,	10796834.63,	-101807.40,	492330.95,	1.0000,	1.0000

Temperature, (F),	Pressure, (psia),	Heat Flow, (Btu/hr),	Enthalpy, (Btu/lbmole),	UA, (Btu/F-hr),	Molar Vap Frac,	Mass Vap Frac
80.02,	27.00,	0.00,	-114780.10,	0.00,	0.0000,	0.0000
84.53,	26.98,	57640.83,	-114680.70,	0.00,	0.0000,	0.0000

DYNAMICS

Basic Model

Model Parameters

Tube Volume (ft3)	, 3.531	, Shell UA (lb/hr)	, LL
Shell Volume (ft3)	, 3.531	, Tube UA (lb/hr)	, LL
Elevation (ft)	, 0.0000	, Minimum Flow Scale Factor	, LL
Overall UA (Btu/F-hr)	, 2.500e+06		

Summary

Shell Duty: LL, Tube Duty: LL
 Pressure Flow Specifications

Shell Side Specification

Delta P (psi), Tube Side Specifications	LL,	Not Active, k	, lb/s/sqrt (psia-lb/ft3), 0.0000,	Not Active
Delta P (psi), Holdup	LL,	Not Active, k	, lb/s/sqrt (psia-lb/ft3), 0.0000,	Not Active

Shell Holdup

Phase,	Accumulation,	Moles,	Volume
,	,	,	
Tube Holdup	,	,	
Phase,	Accumulation,	Moles,	Volume
,	,	,	
,	,	,	

```

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
,
, Date/Time: Sun Apr
30 15:08:21 2000

```

P-100 (Pump): Design, Rating, Worksheet, Performance, Dynamics

Pump: P-100,

CONNECTIONS

Inlet Stream

```

Stream Name , From Unit Operation
FondV100, V-100 Separator
Outlet Stream

```

```

Stream Name , To Unit Operation
FondV100_b, E-100 Heater
Energy Stream

```

```

Stream Name , From Unit Operation
b100,
PARAMETERS

```

Adiabatic Efficiency (%): 75.00, Delta P: 2.000 psi, Energy: 123.4 Btu/hr
 CURVES

Delta P: 2.000 psi, Energy: 123.4 Btu/hr
 Coefficient A: 0.0000, Coefficient B: 0.0000, Coefficient C: 0.0000
 Parameter Preferences, Units for Delta P: ft, Flow Basis ActVolFlow, Units for Flow: barrel/day
 User Variables

NPSH

NPSH Required LL, NPSH Curves
 NPSH Available LL

PROPERTIES

		FondV100	FondV100_b
Vapour Fraction		0.0000	0.0000
Temperature (F)		80.01	80.02
Pressure (psia)		25.00	27.00
Enthalpy (Btu/lbmole)		-1.148e+05	-1.148e+05
Molar Flow (lbmole/hr)		579.9	579.9
MassFlow (lb/hr)		1.473e+04	1.473e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)		1043	1043
HeatFlow (Btu/hr)		-6.656e+07	-6.656e+07
FondV100			

	Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Temperature: (F)	80.01	80.01	80.01
Pressure: (psia)	25.00	25.00	25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	579.9	0.0000	579.9
Mass Flow (lb/hr)	1.473e+04	0.0000	1.473e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1043	0.0000	1043
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.148e+05	-2.097e+04	-1.148e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-4519	1230	-4519
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	5.377	48.89	5.377
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2117	2.868	0.2117
Heat Flow (Btu/hr)	-6.656e+07	0.0000	-6.656e+07
Molar Density (lbmole/ft3)	2.318	0.004317	2.318
Mass Density (lb/ft3)	58.87	0.07359	58.87
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	59.49	38.50	59.49
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	21.80	8.528	21.80
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8583	0.5003	0.8583
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.3051	0.01543	0.3051
Viscosity (cP)	1.963	0.008394	1.963
Surface Tension (dyne/cm)	64.68	LL	64.68

Molecular Weight	, 25.40	, 17.05	, 25.40	,
Z Factor	, 0.001862	, 1.000	, 0.001862	,
FondV100_b				,
	Overall ,	Aqueous Phase		
Vapour/Phase Fraction	, 0.0000	, 1.000		
Temperature: (F)	, 80.02	, 80.02		
Pressure: (psia)	, 27.00	, 27.00		
Molar Flow (lbmole/hr)	, 579.9	, 579.9		
Mass Flow (lb/hr)	, 1.473e+04	, 1.473e+04		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 1043	, 1043		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.148e+05	, -1.148e+05		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -4519	, -4519		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 5.415	, 5.415		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.2132	, 0.2132		
Heat Flow (Btu/hr)	, -6.656e+07	, -6.656e+07		
Molar Density (lbmole/ft3)	, 2.318	, 2.318		
Mass Density (lb/ft3)	, 58.87	, 58.87		
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, 59.49	, 59.49		
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 21.80	, 21.80		
Mass Heat Capacity	, 0.8583	, 0.8583		
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.3051	, 0.3051		
Viscosity (cP)	, 1.963	, 1.963		
Surface Tension (dyne/cm)	, 64.68	, 64.68		
Molecular Weight	, 25.40	, 25.40		
Z Factor	, 0.002011	, 0.002011		

PERFORMANCE

Results

Total Head LL , Velocity Head -1.141e-06 ft
 Pressure Head 4.892 ft , Delta P excluding Static Head Results LL
 DYNAMICS

Dynamic Specifications

Duty (ft) , LL , Not Active , Power (Btu/hr) , 123.4
 Not Active
 Adiabatic Efficiency (per min) , LL , Not Active , Capacity (barrel/day) , 1043
 Polytropic Efficiency (%) , 75.00 , Active , Use Characteristic Curves
 Not Active
 Pressure Increase (psi) , 2.000 , Active , Pump is Acting as a Turbine
 Not Active

, ITEPSA,
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
, Calgary, Alberta,
, CANADA,
, ,
, ,
30 14:43:19 2000

Case Name:

Unit Set: Field

Date/Time: Sun Apr

MIX-100 (Mixer): Design, Worksheet, Dynamics

Mixer: MIX-100,
CONNECTIONS
Inlet Stream
STREAM NAME , FROM UNIT OPERATION
ProdDestCol4 (H2O), T100 Distillation
NH3ARECIRC, TEE-100 Tee
Outlet Stream

STREAM NAME , TO UNIT OPERATION
RECIRCAMONIA,
PARAMETERS
User Variables

PROPERTIES
Outlet Stream Properties

	, RECIRCAMONIA	,	,	,	,	,	,	,	,
Vapour Fraction	, 0.02162	,	,	,	,	,	,	,	,
Temperature (F)	, 40.93	,	,	,	,	,	,	,	,
Pressure (psia)	, 18.00	,	,	,	,	,	,	,	,
Molar Flow (lbmole/hr)	, 525.0	,	,	,	,	,	,	,	,
MassFlow (lb/hr)	, 9387	,	,	,	,	,	,	,	,
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 708.3	,	,	,	,	,	,	,	,
Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.073e+05	,	,	,	,	,	,	,	,
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -6001	,	,	,	,	,	,	,	,
Entropy (Btu/lbmole-F)	, 6.747	,	,	,	,	,	,	,	,
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.3774	,	,	,	,	,	,	,	,
HeatFlow (Btu/hr)	, -5.634e+07	,	,	,	,	,	,	,	,
Molar Density (lbmole/ft3)	, 0.1481	,	,	,	,	,	,	,	,
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, LL	,	,	,	,	,	,	,	,
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 18.08	,	,	,	,	,	,	,	,
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 1.011	,	,	,	,	,	,	,	,
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, LL	,	,	,	,	,	,	,	,
Viscosity (cP)	, LL	,	,	,	,	,	,	,	,
Surface Tension (dyne/cm)	, LL	,	,	,	,	,	,	,	,
Molecular Weight	, 17.88	,	,	,	,	,	,	,	,
Z Factor	, LL	,	,	,	,	,	,	,	,

	, ProdDestCol4 (H2O)	, NH3ARECIRC	,	,	,	,	,	,	,
Vapour Fraction	, 8.070e-06	, 1.000	,	,	,	,	,	,	,
Temperature (F)	, 40.73	, 80.01	,	,	,	,	,	,	,
Pressure (psia)	, 18.00	, 25.00	,	,	,	,	,	,	,
Molar Flow (lbmole/hr)	, 514.0	, 11.04	,	,	,	,	,	,	,
MassFlow (lb/hr)	, 9199	, 188.2	,	,	,	,	,	,	,
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 687.5	, 20.79	,	,	,	,	,	,	,
Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.092e+05	, -2.097e+04	,	,	,	,	,	,	,
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -6099	, -1230	,	,	,	,	,	,	,
Entropy (Btu/lbmole-F)	, 5.831	, 48.89	,	,	,	,	,	,	,
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.3258	, 2.868	,	,	,	,	,	,	,
HeatFlow (Btu/hr)	, -5.610e+07	, -2.316e+05	,	,	,	,	,	,	,
Molar Density (lbmole/ft3)	, 3.270	, 0.004317	,	,	,	,	,	,	,
Std Liq Mass Density (lb/ft3)	, LL	, LL	,	,	,	,	,	,	,
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 18.30	, 8.528	,	,	,	,	,	,	,
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 1.022	, 0.5003	,	,	,	,	,	,	,
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.3300	, 0.01543	,	,	,	,	,	,	,
Viscosity (cP)	, 0.9742	, 0.008394	,	,	,	,	,	,	,
Surface Tension (dyne/cm)	, 68.77	, LL	,	,	,	,	,	,	,
Molecular Weight	, 17.90	, 17.05	,	,	,	,	,	,	,
Z Factor	, LL	, 1.000	,	,	,	,	,	,	,

DYNAMICS
Pressure Specification: Set Outlet to Lowest Inlet

Especificacion De Corrientes

ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC
Calgary, Alberta,
CANADA, Unit Set: Field
Date/Time: Mon May
29 22:10:37 2000

ProdDestColl(MEA) (Material Stream): Worksheet, Attachments, Dynamics,
User Variables

Material Stream: ProdDestColl(MEA), Fluid Package: Basis-1
Property Package: UNIQUAC
CONDITIONS

	Overall	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000		
Temperature: (F)	317.7	317.7		
Pressure: (psia)	10.00	10.00		
Molar Flow (lbmole/hr)	38.80	38.80		
Mass Flow (lb/hr)	2381	2381		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	160.2	160.2		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.038e+05	-1.038e+05		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	26.22	26.22		
Heat Flow (Btu/hr)	-4.027e+06	-4.027e+06		
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	160.2	160.2		

	Overall	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000		
Temperature: (F)	317.7	317.7		
Pressure: (psia)	10.00	10.00		
Actual Volume Flow (barrel/day)	194.3	194.3		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1691	-1691		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4273	0.4273		
Molecular Weight	61.37	61.37		
Molar Density (lbmole/ft3)	0.8538	0.8538		
Mass Density (lb/ft3)	52.40	52.40		
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	63.54	63.54		
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	52.45	52.45		
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8547	0.8547		
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.08443	0.08443		
Viscosity (cP)	1.445	1.445		
Surface Tension (dyne/cm)	26.31	26.31		
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	52.45	52.45		
Z Factor	0.001404	0.001404		
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.000		
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.000		
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.000		
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.171	1.171		
Actual Gas Flow (ACFM)	LL	LL		
Actual Liquid Flow (USGPM)	5.666	5.666		
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.3534	0.3534		
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	160.2	160.2		
Watson K	9.102	9.102		
Kinematic Viscosity (cSt)	1.722	1.722		
Cp/Cv	1.039	1.039		
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	LL	LL		
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	LL	LL		
Liquid Fraction	1.000	1.000		
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000		

COMPOSITION Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS,	MOLAR FLOW, (lbmole/hr),	MOLE FRACTION,	MASS FLOW, (lb/hr),	MASS FRACTION,	LIQUID VOLUME, FLOW (barrel/day),	LIQUID VOLUME FRACTION
MEAmine,	38.55,	0.9935,	2355,	0.9889,	158.5,	0.9897
TEAmine,	2.618e-16,	6.748e-18,	3.906e-14,	1.640e-17,	2.379e-15,	1.485e-17
DEAmine,	0.2520,	0.006494,	26.49,	0.01113,	1.657,	0.01034

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
Cap_V Ejemplo de Simulación

C2Oxide,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Ammonia,	9.786e-15,	2.522e-16,	1.667e-13,	6.999e-17,	1.852e-14,	1.156e-16
H2O,	0.0001263,	3.256e-06,	0.002276,	9.559e-07,	0.0001562,	9.748e-07
Total ,	38.80,	1.0000 ,	2381,	1.0000 ,	160.2,	1.0000
Liquid Phase,						Phase Fraction 1.000
COMPONENTS,	MOLAR FLOW,	MOLE FRACTION,	MASS FLOW,	MASS FRACTION,	LIQUID VOLUME,	LIQUID VOLUME
	(lbmole/hr),	,	(lb/hr),	,	FLOW	(barrel/day), FRACTION
MEAmine,	38.55,	0.9935,	2355,	0.9889,	158.5,	0.9897
TEAmine,	2.618e-16,	6.748e-18,	3.906e-14,	1.640e-17,	2.379e-15,	1.485e-17
DEAmine,	0.2520,	0.006494,	26.49,	0.01113,	1.657,	0.01034
C2Oxide,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Ammonia,	9.786e-15,	2.522e-16,	1.667e-13,	6.999e-17,	1.852e-14,	1.156e-16
H2O,	0.0001263,	3.256e-06,	0.002276,	9.559e-07,	0.0001562,	9.748e-07
Total ,	38.80,	1.0000 ,	2381,	1.0000 ,	160.2,	1.0000
K VALUE						

COMPONENTS,	MIXED,	LIGHT,	HEAVY
MEAmine,	0.0000,	0.0000,	LL
TEAmine,	LL,	LL,	LL
DEAmine,	0.0000,	0.0000,	LL
C2Oxide,	LL,	LL,	LL
Ammonia,	LL,	LL,	LL
H2O,	0.0000,	0.0000,	LL

UNIT OPERATIONS
 FEED TO , PRODUCT FROM , LOGICAL CONNECTION
 Tank: TK-102 , Distillation: T-101 ,
 UTILITIES ,

(No utilities reference this stream)
 DYNAMICS

Pressure Specification (Inactive):, 10.00 psia,
 Flow Specification (Inactive), Molar: 38.80 lbmole/hr, Mass: 2381 lb/hr, Liquid Volume: 160.2
 barrel/day
 User Variables

Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

, ITEPSA,
 D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC
 , Calgary, Alberta,
 , CANADA,
 ,
 ,
 29 22:09:53 2000

Case Name:
 Unit Set: Field
 Date/Time: Mon May

ProdDestCol2 (DEA) (Material Stream): Worksheet, Attachments, Dynamics, User Variables

Material Stream: ProdDestCol2 (DEA),
 ,
 CONDITIONS

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: UNIQUAC

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	499.6	499.6
Pressure: (psia)	10.00	10.00
Molar Flow (lbmole/hr)	20.53	20.53
Mass Flow (lb/hr)	2169	2169
Liquid Volume Flow (barrel/day)	135.6	135.6
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.926e+05	-1.926e+05
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	20.70	20.70
Heat Flow (Btu/hr)	-3.955e+06	-3.955e+06
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	135.5	135.5

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	499.6	499.6
Pressure: (psia)	10.00	10.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	182.9	182.9
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1824	-1824
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.1959	0.1959
Molecular Weight	105.6	105.6
Molar Density (lbmole/ft3)	0.4799	0.4799
Mass Density (lb/ft3)	50.70	50.70
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	68.41	68.41
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	57.06	57.06
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5402	0.5402
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.06390	0.06390
Viscosity (cP)	0.2491	0.2491
Surface Tension (dyne/cm)	38.83	38.83
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	57.06	57.06
Z Factor	0.002024	0.002024
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.000
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.000
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.000
Molar Volume (ft3/lbmole)	2.084	2.084
Actual Gas Flow (ACFM)	LL	LL
Actual Liquid Flow (USGPM)	5.334	5.334
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.1870	0.1870
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	135.5	135.5
Watson K	9.043	9.043
Kinematic Viscosity (cSt)	0.3068	0.3068
Cp/Cv	1.036	1.036
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	LL	LL
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	LL	LL
Liquid Fraction	1.000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000

Overall Phase ,

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS,	MOLAR FLOW, (lbmole/hr),	MOLE FRACTION,	MASS FLOW, (lb/hr),	MASS FRACTION,	LIQUID VOLUME, FLOW (barrel/day),	LIQUID VOLUME FRACTION
MEAmine,	1.047e-10,	5.098e-12,	6.393e-09,	2.948e-12,	4.305e-10,	3.175e-12
TEAmine,	0.2331,	0.01135,	34.77,	0.01603,	2.118,	0.01563
DEAmine,	20.30,	0.9886,	2134,	0.9840,	133.4,	0.9844
C2Oxide,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Ammonia,	-3.964e-46,	-1.931e-47,	-6.751e-45,	-3.113e-48,	-7.503e-46,	-5.535e-48
H2O,	3.109e-25,	1.514e-26,	5.601e-24,	2.583e-27,	3.843e-25,	2.835e-27

Total ,	20.53,	1.0000 ,	2169,	1.0000 ,	135.6,	1.0000
Liquid Phase,						Phase Fraction 1.000
COMPONENTS,	MOLAR FLOW,	MOLE FRACTION,	MASS FLOW,	MASS FRACTION,	LIQUID VOLUME,	LIQUID VOLUME
	(lbmole/hr),		(lb/hr),		FLOW (barrel/day),	FRACTION
MEAmine,	1.047e-10,	5.098e-12,	6.393e-09,	2.948e-12,	4.305e-10,	3.175e-12
TEAmine,	0.2331,	0.01135,	34.77,	0.01603,	2.118,	0.01563
DEAmine,	20.30,	0.9886,	2134,	0.9840,	133.4,	0.9844
C2Oxide,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Ammonia,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000
H2O,	3.109e-25,	1.514e-26,	5.601e-24,	2.583e-27,	3.843e-25,	2.835e-27
Total ,	20.53,	1.0000 ,	2169,	1.0000 ,	135.6,	1.0000

COMPONENTS,	MIXED,	LIGHT,	HEAVY
MEAmine,	0.0000,	0.0000,	LL
TEAmine,	0.0000,	0.0000,	LL
DEAmine,	0.0000,	0.0000,	LL
C2Oxide,	LL,	LL,	LL
Ammonia,	LL,	LL,	LL
H2O,	LL,	LL,	LL

UNIT OPERATIONS

FEED TO , PRODUCT FROM , LOGICAL CONNECTION
 Tank: TK-103 , Distillation: T-102 ,

UTILITIES

(No utilities reference this stream)
 DYNAMICS

Pressure Specification (Inactive):, 10.00 psia,
 Flow Specification (Inactive), Molar: 20.53 lbmole/hr, Mass: 2169 lb/hr, Liquid Volume: 135.6
 barrel/day
 User Variables

Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

ITEPSA,
 D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC
 Calgary, Alberta,
 CANADA,
 29 22:08:17 2000

Case Name:
 Unit Set: Field
 Date/Time: Mon May

ProdFondCol2 (TEA) (Material Stream): Worksheet, Attachments, Dynamics, User Variables

Material Stream: ProdFondCol2(TEA),
 CONDITIONS

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: UNIQUAC

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	671.8	671.8
Pressure: (psia)	13.00	13.00
Molar Flow (lbmole/hr)	6.560	6.560
Mass Flow (lb/hr)	978.6	978.6
Liquid Volume Flow (barrel/day)	59.62	59.62
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.580e+05	-2.580e+05
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	46.23	46.23
Heat Flow (Btu/hr)	-1.692e+06	-1.692e+06
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	59.21	59.21

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	671.8	671.8
Pressure: (psia)	13.00	13.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	87.06	87.06
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1729	-1729
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3099	0.3099
Molecular Weight	149.2	149.2
Molar Density (lbmole/ft3)	0.3221	0.3221
Mass Density (lb/ft3)	48.05	48.05
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	70.65	70.65
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	71.52	71.52
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4794	0.4794
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.05300	0.05300
Viscosity (cP)	0.1077	0.1077
Surface Tension (dyne/cm)	11.95	11.95
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	71.52	71.52
Z Factor	0.003324	0.003324
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.000
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.000
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.000
Molar Volume (ft3/lbmole)	3.105	3.105
Actual Gas Flow (ACFM)	LL	LL
Actual Liquid Flow (USGPM)	2.539	2.539
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.05974	0.05974
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	59.21	59.21
Watson K	9.274	9.274
Kinematic Viscosity (cSt)	0.1399	0.1399
Cp/Cv	1.029	1.029
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	LL	LL
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	LL	LL
Liquid Fraction	1.000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000

COMPOSITION

Vapour Fraction 0.0000

Overall Phase	Vapour Fraction 0.0000						
COMPONENTS,	MOLAR FLOW, (lbmole/hr),	MOLE FRACTION,	MASS FLOW, (lb/hr),	MASS FRACTION,	LIQUID VOLUME, FLOW (barrel/day),	LIQUID VOLUME FRACTION	
MEAmine,	1.858e-22,	2.832e-23,	1.135e-20,	1.160e-23,	7.641e-22,	1.282e-23	
TEAmine,	6.560,	1.000,	978.6,	1.000,	59.62,	1.000	
DEAmine,	8.800e-06,	1.342e-06,	0.0009253,	9.455e-07,	5.786e-05,	9.705e-07	
C2Oxide,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000	
Ammonia,	3.719e-46,	5.669e-47,	6.333e-45,	6.471e-48,	7.039e-46,	1.181e-47	
H2O,	6.560e-30,	1.000e-30,	1.182e-28,	1.208e-31,	8.108e-30,	1.360e-31	

```

Total ,          6.560,          1.0000 ,          978.6,          1.0000 ,          59.62,          1.0000
Liquid Phase,                                     Phase Fraction 1.000
,
COMPONENTS,          MOLAR FLOW,          MOLE FRACTION,          MASS FLOW,          MASS FRACTION,          LIQUID VOLUME,          LIQUID VOLUME
          (lbmole/hr),          ,          (lb/hr),          ,          FLOW (barrel/day),          FRACTION
MEAmine,          1.858e-22,          2.832e-23,          1.135e-20,          1.160e-23,          7.641e-22,          1.282e-23
TEAmine,          6.560,          1.000,          978.6,          1.000,          59.62,          1.000
DEAmine,          8.800e-06,          1.342e-06,          0.0009253,          9.455e-07,          5.786e-05,          9.705e-07
C2Oxide,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000
Ammonia,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000
H2O,          6.560e-30,          1.000e-30,          1.182e-28,          1.208e-31,          8.108e-30,          1.360e 31
Total ,          6.560,          1.0000 ,          978.6,          1.0000 ,          59.62,          1.0000
K VALUE
    
```

```

COMPONENTS,          MIXED,          LIGHT,          HEAVY
MEAmine,          LL,          LL,          LL
TEAmine,          0.0000,          0.0000,          LL
DEAmine,          0.0000,          0.0000,          LL
C2Oxide,          LL,          LL,          LL
Ammonia,          LL,          LL,          LL
H2O,          LL,          LL,          LL
UNIT OPERATIONS
    
```

```

FEED TO          ,          PRODUCT FROM          ,          LOGICAL CONNECTION
Tank: TK-104          ,          Distillation: T-102          ,
UTILITIES
    
```

(No utilities reference this stream)
DYNAMICS

```

Pressure Specification (Inactive):, 13.00 psia,
Flow Specification (Inactive), Molar: 6.560 lbmole/hr,          Mass: 978.6 lb/hr,          Liquid Volume: 59.62
barrel/day
User Variables
    
```

Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3190),

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CONCLUSIONES

**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES**

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES.

El Instituto de Administración de Proyectos (Project Management Institute PMI) como órgano rector y líder sobre la administración de proyectos a nivel mundial, se ha encargado de sentar las bases, de manera exhaustiva, para la **administración** de costo, tiempo y calidad en la ejecución y desarrollo de proyectos de ingeniería, procura y construcción, sin embargo, el desarrollo no administrativo o técnico propiamente dicho, de cada una de estas etapas y particularmente de la ingeniería, no está contemplado ya que se asume que las firmas de ingeniería y construcción ya cuentan con sus métodos para hacerlo.

Al observar las formas de trabajo de diversas firmas de ingeniería tanto mexicanas como extranjeras, es posible percatarse de la falta de una metodología formal que permita el desarrollo de la ingeniería de manera integral y concurrente.

Aportaciones de la Tesis

El presente trabajo cubre un hueco considerado per-se fuera de los alcances del PMI en su PMBOK (Project Management Body Of Knowledge) y complementa, en consecuencia, esta documentación al **establecer una metodología para el desarrollo de ingeniería** vinculando las especialidades entre sí y vinculando asimismo la ingeniería a la construcción a través del modelo tridimensional inteligente .

Tener una visión integral de un proyecto implica contar con un conocimiento adecuado de la ingeniería básica y de detalle ya que los procesos de procura de equipo y materiales, la construcción, y finalmente la puesta en marcha, se basan precisamente en la ingeniería.

Se ha presentado una exposición del alcance de la ingeniería básica y de detalle siguiendo un nuevo orden con el objeto de cambiar de una secuencia tradicional a un orden formal y teórico: Transferencia de masa, reacciones, transferencia de calor, transferencia de momentum, termodinámica.

Atendiendo a las características de cada proyecto el alcance de la ingeniería puede variar sin embargo, lo que se ha presentado corresponde a la parte sustantiva de los proyectos de diseño y construcción de plantas de la industria

petrolera y de proceso en general y constituye una **Guía Mínima** que aporta los siguientes

Beneficios:

- Guía de requerimientos mínimos para el desarrollo de ingeniería básica y de detalle con una óptica formal evitando incurrir en omisiones.
- Guía de requerimientos mínimos para el desarrollo de simulaciones sistematizadas de equipos de proceso utilizando algoritmos teóricos de vanguardia y bases de datos extensas de propiedades de una gran cantidad de compuestos apoyados en herramientas modernas de simulación.
- Reducción del tiempo de desarrollo de los documentos de ingeniería, eliminando errores y permitiendo efectuar cambios con extrema facilidad, mismos que repercuten en las especialidades relacionadas.
- Reducción de tiempos al permitir trabajar de manera simultánea a las diversas especialidades de la ingeniería.
- Establecimiento de vínculos electrónicos con el modelo tridimensional inteligente para obtener una visión anticipada de la construcción.
- Creación de un sistema de trabajo que permita a las empresas economizar costo y tiempo garantizando al mismo tiempo, una calidad en la ingeniería y construcción de sus plantas.
- Facilitar la preparación de personal que constituya la plantilla de ingenieros de diseño, reduciendo la curva de aprendizaje y homogeneizando y normalizando el conocimiento teórico.

Características de la Tesis

El uso de herramientas modernas de simulación permitió disponer de una gran cantidad de información sobre modelos y bases de datos de propiedades físicas y químicas de una gran diversidad de compuestos, además de las técnicas numéricas de vanguardia en la resolución de problemas de proceso propios del software.

El proceso de desarrollo de ingeniería, en este documento, se estableció propiamente en lo que se ha denominado "**esquemas de entrada**", "**simulación sistemática**" y "**esquemas de salida**".

Se prestó especial atención a documentos como la descripción del proceso, diagrama de flujo de proceso (DFP), balance de materia y energía (BME), diagrama de tubería e instrumentación (DTI), plano de localización general (PLG) y arreglo de equipo (Lay Out).

De vital importancia para el alcance de los objetivos planteados en un proyecto es el vínculo entre la ingeniería y la construcción por lo que el presente trabajo se ha enfocado precisamente a establecer ese vínculo entre la fase de ingeniería y construcción de plantas de proceso proponiendo formas para ligar los resultados mediante documentos de ingeniería y bases de datos relacionales en formatos DBF para ser integrados a modelos tridimensionales inteligentes, que son una representación virtual anticipada de la construcción.

Por otro lado, debido a la complejidad inherente de los modelos se ha procurado cubrir los aspectos teóricos de mayor relevancia en un lenguaje ad-oc a los requerimientos específicos de la metodología de simulación de procesos en el entorno de la ingeniería integral y concurrente.

Se han incluido aspectos teóricos sobre fenómenos de transporte tales como transferencia de masa, calor y momentum, también han sido incluidos aspectos sobre reacciones, cinética química y termodinámica. Todos estos temas siempre expuestos bajo la óptica de simulación de procesos. En ocasiones no se pudo evitar incursionar en detalles teóricos que por su importancia deben ser analizados para un cabal entendimiento de las simulaciones de proceso y una mejor interpretación de resultados.

Esta perspectiva formal de la ingeniería ha permitido ejemplificar simulaciones de equipos representativos de cada rama, como equipos tipo, evitando tener que desarrollar ejemplos para todos y cada uno de los equipos que representan las diferentes operaciones unitarias en un proceso.

Un desarrollo completo de los modelos y sus teorías pueden ser consultados en la bibliografía dedicada especialmente para tal fin.

Esperando hacer una aportación en la optimización del diseño y construcción de plantas de proceso, se presenta este trabajo que pone la ingeniería integral y concurrente como herramienta capaz de anticiparse a posibles problemas al sentar los requerimientos mínimos para el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle, llevar a cabo el desarrollo de la misma mediante simulaciones sistematizadas y estrechar los vínculos entre esta

etapa del proyecto y construcción a través de bases de datos relacionales con ayuda de las herramientas de integración del modelo tridimensional inteligente, optimizando costos¹ y tiempos de ejecución.

Así la ingeniería intergal y concurrente se perfila como una herramienta comprometida con la calidad de la ingeniería misma, la procura de equipo y materiales, la construcción y puesta en marcha de las plantas de proceso.

¹ Una ejecución óptima de todas y cada una de las etapas de desarrollo de un proyecto puede ser alcanzada si existe, por un lado, una metodología de desarrollo y por el otro una metodología de administración de las siguientes variables: calidad, tiempo y costo. Comprometida con un desarrollo de ingeniería se encuentra la ingeniería integral y concurrente al tiempo que sirve de base para la administración de la calidad, en tanto que con el costo y tiempo, están comprometidas las conocidas herramientas que permiten conjugar de manera integral el tiempo y costo mediante el manejo de redes de actividades con rutas críticas y el control de costo empleando técnicas del valor ganado (earned value).

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

ANEXO I

Modelos de Equilibrio

FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

ANEXO I MODELOS DE EQUILIBRIO

Particularmente para el diseño de cualquier proceso de transformación, es necesario conocer el comportamiento de las sustancias involucradas, lo que implica el conocimiento de sus propiedades físicas y químicas, así como el conocimiento de los modelos teóricos y empíricos que rigen ese comportamiento.

La ciencia desarrolla modelos teóricos y empíricos y la Ingeniería hace tecnología de este conocimiento, es decir, lo aprovecha para transformar los recursos naturales en satisfactores humanos.

En la medida en que exista un estrecho vínculo entre un fenómeno de la naturaleza y su modelo teórico o empírico, en esa medida resultará de mayor utilidad dicho modelo, para el aprovechamiento de los recursos naturales.

Debido a que las sesiones de simulación deben iniciar especificando el "paquete de fluido" en donde se definen los componentes del fluido de proceso, sus condiciones de presión, temperatura, concentración, etc. y ya que en base a esto se eligen los modelos de equilibrio que determinarán las propiedades físicas y químicas que serán utilizadas en los diferentes algoritmos, a continuación se hace una pequeña revisión de estos modelos con el objeto de contar con los elementos necesarios para hacer una adecuada selección para el proceso de simulación, con lo cual se espera obtener mejores resultados.

Aunque se presenta aquí solamente una visión resumida con el propósito de sentar los conceptos básicos para una adecuada selección del modelo de equilibrio se ha procurado orientar la presentación a la simulación de procesos, el detalle teórico de los modelos puede ser consultado en el manual del simulador o bien en las referencias incluidas en la bibliografía. No se pretende aquí agotar el tema ya que existen excelentes libros especializados y artículos de revistas técnicas que cubren con mucho los detalles teóricos. Sin embargo, lo que se presenta a continuación es un resumen de los aspectos más importantes expuestos de tal manera que orientados a la simulación de procesos permitan llevar cabo simulaciones con el soporte teórico necesario. De esta manera, se podrán interpretar los cálculos y resultados que se obtengan con el simulador de una manera adecuada.

Ecuaciones de Estado.

Estos modelos van desde la ecuación de los gases ideales pasando por una amplia gama de ecuaciones empíricas que han ido incluyendo parámetros de ajuste hasta llegar a las ecuaciones de Redlich Kwong y Peng Robinson que representan modelos adecuados para las diferentes aplicaciones de petróleo, gas y aplicaciones petroquímicas.

Estas ecuaciones representan modelos denominados de dos parámetros en donde es necesario determinar estos para poder aplicarlos. Estos parámetros son la temperatura y la presión crítica (con las cuales se determinan la temperatura reducida $T_r = T/T_c$ y la presión reducida $P_r = P/P_c$) de cada componente. Existen modelos que involucran más de dos parámetros para obtener un mayor ajuste, un tercer parámetro puede ser el factor acéntrico que corrige las estimaciones por considerar las moléculas con formas que difieren de la esférica, las determinaciones de este factor incluyen consideraciones de carácter geométrico y eléctrico (polaridad). La expresión algebraica para la determinación del factor acéntrico es :

$$\omega = -\log (P_{pv})_{T_r=0.7}-1$$

En donde P_{pv} puede ser determinada mediante la ecuación de Antoine.

Las ecuaciones de Peng Robinson y Redlich Kwong de tres parámetros dan resultados satisfactorios en un amplio rango de condiciones para sistemas de una, dos y tres fases. Cabe recordar las expresiones para ambas ecuaciones de estado:

Ecuación Soave Redlich Kowng

$$P = RT / (V - b) - a / ((T)^{1/2} V (V + B))$$

En donde

$$b = \sum_i^N x_i b_i \quad a = \sum_i^N \sum_j^N x_i x_j (a_{ij})^{0.5} (1 - k_{ij})$$

$$b_i = 0.08664 RT_{ci} / P_{ci} \quad a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = 0.42748 (RT_{ci})^2 / P_{ci} \quad \alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$$

$$m_i = 0.48 + 1.57 \omega_i - 0.176 \omega_i^2$$

Ecuación Peng Robinson

$$P = RT / (V - b) - a / [(T)^{1/2}(V(V + B) + b(V - b))]$$

En donde

$$b = \sum_i^N x_i b_i \quad a = \sum_i^N \sum_j^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij})$$

$$b_i = 0.077796 RT_{ci} / P_{ci}$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = 0.457235 (RT_{ci})^2 / P_{ci}$$

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_r^{0.5})$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226 \omega_i - 0.26992 \omega_i^2$$

Existen variantes de estas ecuaciones para casos particulares, no entraremos en el detalle teórico de estas variantes, en cambio se mencionarán las aplicaciones más importantes que es lo que se requiere para hacer una simulación que se ajuste al fenómeno adecuadamente, a continuación se presenta un resumen de la utilización de cada modelo:

Kabadi Daner	Es una modificación a la ecuación de Soave Redlich Kwong para adecuarse mejor a cálculos de equilibrio vapor-líquido-líquido para sistemas de agua e hidrocarburos en la región diluida.
Sour SRK (ácido)	Combina la ecuación de estado de Redlich Kwong y el modelo API de Wilson para manejar sistemas de ácidos acuosos. Al igual que el modelo anterior se usa para manejar sistemas acuosos de H ₂ S, CO ₂ , NH ₃ .
Zudkevitch Joffee	Modificación a la ecuación de estado SRK para mejor predicción de equilibrios líquido vapor para sistemas de hidrocarburos y sistemas que contienen hidrógeno. La principal ventaja sobre RK es que mejora la predicción del equilibrio de componentes puros.

PRSV

Peng Robinson Stryjek Vera es una modificación a la ecuación de Peng Robinson que la hace aplicable a sistemas moderadamente no ideales. Se ha demostrado que se ajusta a las curvas de presión de vapor de componentes puros y mezclas mejor que el modelo de PR particularmente a bajas presiones.

El primer cambio a la ecuación de Peng Robinson consiste en expresar la variable “alfa” como una expansión que es función del factor acéntrico “omega” como se especifica a continuación:

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + k_i(1 - T_{ri}^{0.5})$$

En donde

$$k_i = k_{0i} + k_{1i}(1 + T_{ri}^{0.5})(0.7 - T_{ri})$$

k_{1i} = parámetro de componente puro característico

$$k_{0i} = 0.378893 + 1.4897153\omega_i - 0.17131848\omega_i^2 + 0.0196554\omega_i^3$$

ω_i = factor acéntrico

El término k_{1i} permite un mejor ajuste a las curvas de presión de vapor de componente puro.

El segundo cambio consiste en una nueva regla de mezclado¹

$$a_{ij} = (a_{ii}a_{jj})^{0.5}(1.0 - x_i k_{ij} - x_j k_{ji})$$

En donde k_{ij} es diferente de k_{ji} ya que de ser iguales se reduce el modelo al de Peng Robinson.

¹ Ver regla de mezclado en la página 7 de este capítulo

Sour PR (ácido) Combina la ecuación de estado de Peng Robinson con el modelo API de Wilson para manejar sistemas de ácidos acuosos de H₂S, CO₂, NH₃.

Modelos de Actividad.- Aunque los modelos de las ecuaciones de estado han probado proporcionar resultados confiables para la mayoría de los hidrocarburos, su aplicación realmente se reduce a compuestos no polares cuyo comportamiento no se aleja demasiado del ideal, sin embargo para sistemas altamente no ideales los modelos de actividad representan mejores aproximaciones. Debido a la naturaleza empírica de los modelos, estos deben ser aplicados en la región de operación para la cual fueron determinados los parámetros de interacción de manera experimental, por lo que es necesario tener cuidado cuando se eligen estos modelos para la simulación.

Antes de entrar en materia es conveniente recordar algunos términos:

Fugacidad El término fugacidad “f ” fue introducido en la termodinámica para que la expresión de energía libre de Gibbs dada para gases ideales pudieran ser aplicables a gases reales. Así la fugacidad f es una cantidad con unidades de presión que se vuelve presión P cuando el gas tiene un comportamiento ideal ($P \rightarrow 0$). Este término que es una presión de gas ideal corregida, ha dado lugar a algunos otros como lo es el coeficiente de actividad.

$$dG_i^f = RT d \ln f_i$$

Coeficiente de Fugacidad Es una forma de medir las desviaciones del comportamiento ideal por lo que su expresión es la relación de la fugacidad dividida por la presión, es decir: $\phi = f / P$

Este coeficiente tiende a la unidad cuando la presión tiende a cero ya que el gas tiene un comportamiento ideal a bajas presiones.

Solución Ideal Una solución ideal es aquella mezcla de varios componentes cuyas propiedades pueden ser

deducidas a partir de las propiedades de sus componentes puros y de la composición de la mezcla. Sin embargo, generalmente la interacción de un compuesto con otro en una mezcla modifica las propiedades de cada uno, y modifica a su vez su comportamiento por lo que ha sido necesario idear algunas técnicas para evaluar las nuevas propiedades que se dan en la mezcla como consecuencia de estas interacciones.

Actividad

Se ha introducido la “Actividad” para evaluar las propiedades de mezclas que no son ideales, es decir, mezclas reales.

Actividad se define como el cociente de la fugacidad de una sustancia i en la mezcla dividida entre la fugacidad de la misma sustancia i en un estado de referencia y su expresión es : $a_i = f_i / f_i^\circ$

Coefficiente de Actividad

Se define como el cociente de la actividad del componente i entre la fracción x_i del mismo componente en la mezcla.

$$\gamma_i^\circ = a_i / x_i = f_i / x_i f_i^\circ$$

Regla de Mezclado

Una regla de mezclado es la forma en que es obtenida una propiedad de mezcla a partir de las propiedades individuales de los componentes y sus composiciones.

A continuación se presenta una breve explicación de cada modelo de actividad con el propósito de evaluar cual de ellos puede predecir los mejores resultados en una simulación dada².

Chien Null

Este modelo representa una generalización de las formas binarias para que éstas puedan ser aplicadas al cálculo de coeficientes de actividad de sistemas multi-componentes. Los únicos parámetros

² Ver referencias No. 6 y 7 para un mayor detalle teórico.

requeridos son aquellos correspondientes a todos los pares que conforman el sistema de varios componentes. Así Chien Null proporcionan un marco consistente para aplicar modelos de actividad existentes (Margules, Van Laar o Wilson) en una base binaria (por pares). Así el coeficiente de actividad global es expresado como:

$$2 \ln \Gamma_i^L = (\sum_j A_{ij} x_j)(\sum_j R_{ij} x_j) / ((\sum_j S_{ij} x_j)(\sum_j V_{ij} x_j) +$$

$$\sum_k x_k * (\sum_j A_{ij} x_j)(\sum_j R_{ij} x_j) / ((\sum_j S_{ij} x_j)(\sum_j V_{ij} x_j) +$$

$$[A_{i,i} / \sum_j A_{ij} x_j + R_{i,i} / \sum_j R_{ij} x_j - S_{i,i} / \sum_j S_{ij} x_j - V_{i,i} / \sum_j V_{ij} x_j])$$

$$A_{i,j} = v_i^L (\delta_i - \delta_j)^2 / RT$$

$$R_{i,j} = A_{i,j} / A_{i,i} \quad V_{i,j} = R_{i,j} \quad S_{i,j} = R_{i,j}$$

$$v_i^L = v_{i,s} (5.7 + 3T_{i,s})$$

En donde :

$$\delta_i \quad v_i^L$$

Son la solubilidad en $(\text{cal}/\text{cm}^3)^{1/2}$ y el volumen del líquido saturado en cm^3/mol , respectivamente.

NRTL

Este modelo (Non Random Two Liquid) es aplicable a sistemas con un amplio rango de puntos de ebullición entre los componentes, y a sistemas en donde se requieren soluciones simultáneas de equilibrio líquido vapor y equilibrio líquido-líquido y que contienen grandes diferencias de concentración entre los componentes. Su expresión para la energía libre o de exceso de Gibbs es:

$$g^E / RT = x_1 x_2 (\tau_{21} G_{21} / (x_1 + x_2 G_{21}) + \tau_{12} G_{12} / (x_2 + x_1 G_{12}))$$

$$\tau_{12} = \Delta g_{12} / (RT)$$

$$\tau_{21} = \Delta g_{21} / (RT)$$

$$\ln G_{12} = -\alpha_{12}\tau_{12}$$

$$\ln G_{21} = -\alpha_{21}\tau_{21}$$

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 (\tau_{21} ((G_{21}/(x_1 + x_2 G_{21}))^2 + \tau_{12} G_{12}/(x_2 + x_1 G_{12}))^2)$$

$$\ln \gamma_2 = x_1^2 (\tau_{12} ((G_{12}/(x_2 + x_1 G_{12}))^2 + \tau_{21} G_{21}/(x_1 + x_2 G_{21}))^2)$$

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^{j=n} \tau_{ji} x_j G_{ji} + \sum_{j=1}^{j=n} x_j G_{ji}}{\sum_{k=1}^{k=n} x_k G_{ki} + \sum_{m=1}^{m=n} x_k G_{ki}} \left[\tau_{ij} - \frac{\sum_{m=1}^{m=n} \tau_{jm} x_m G_{mi}}{\sum_{m=1}^{m=n} x_k G_{ki}} \right]$$

En donde g y alfa son parámetros binarios determinados experimentalmente

NRTL Extendido

Esta es una extensión de la ecuación de Wilson (ver ecuación más adelante). Se basa en la mecánica estadística. Es capaz de representar los equilibrios líquido-vapor, líquido-líquido y el comportamiento de fases vapor-líquido-líquido.

NRTL General

Esta es una variación de NRTL que utiliza más parámetros binarios de interacción al definir los coeficientes de actividad de los componentes, es aplicable a sistemas con un amplio rango de puntos de ebullición entre los componentes, y a sistemas en donde se requieren soluciones simultáneas de equilibrio líquido vapor y equilibrio líquido-líquido y que contienen grandes diferencias de concentración entre los componentes .

Margules

Fue la primera representación de energía de exceso de Gibbs g^E desarrollada para el cálculo de coeficientes de actividad a partir de datos experimentales, esta ecuación no tiene una base teórica pero es usada para estimaciones rápidas e interpolación de datos.

$$RT \ln \gamma_1 = Ax_2^2 \quad g^E = Ax_1x_2$$

$$RT \ln \gamma_i = Ax_i^2$$

En el simulador ha sido incluido un modelo con parámetros determinados de manera empírica. Este modelo cuenta con cuatro parámetros de los cuales dos son independientes de la temperatura y dos dependientes de ésta. Este modelo es representado por:

$$\ln \gamma_i = [1.0 - x_i]^2 [A_i + 2x_i(B_i - A_i)]$$

$$A_i = \sum_{j=1}^{j=n} [x_j(a_{ij} + b_{ij}T)/(1.0 - x_i)]$$

$$B_i = \sum_{j=1}^{j=n} [x_j(a_{ji} + b_{ji}T)/(1.0 - x_i)]$$

a_{ij} = parámetro independiente de la temperatura entre i y j

b_{ij} = parámetro dependiente de la temperatura entre i y j

a_{ji} = parámetro independiente de la temperatura entre j y i

b_{ji} = parámetro dependiente de la temperatura entre j y i

UNIQUAC

Este modelo (Universal Quasi Chemical) se basa en la mecánica estadística y en la teoría quasi química de Guggenheim para representar la estructura de líquido. La ecuación es capaz de representar LLE, VLE y VLLE con una exactitud comparable a la ecuación NRTL pero sin la necesidad de factores no aleatorios.

$$g^f = g^f(\text{combinatoria}) + g^f(\text{residual})$$

$$g^f(\text{resid}) / RT = -q_1 x_1 \ln(\Theta_1 + \Theta_2 \pi_{21}) - q_2 x_2 \ln(\Theta_2 + \Theta_1 \pi_{12})$$

$$g^f(\text{comb}) / RT = x_1 \ln \Phi_1 / x_1 + x_2 \ln \Phi_2 / x_2 + z / 2 (q_1 x_1 \ln \Theta_1 / \Phi_1 + q_2 x_2 \ln \Theta_2 / \Phi_2)$$

$$\Phi_1 = x_1 r_1 / (x_1 r_1 + x_2 r_2) \quad \Theta_1 = x_1 q_1 / (x_1 q_1 + x_2 q_2)$$

$$\ln \tau_{21} = -\Delta u_{21}/(RT) \quad \ln \tau_{12} = -\Delta u_{12}/(RT)$$

$$\ln \gamma_i = \ln(\Phi_i/x_i) + z/2 * q_i \ln(\Theta_i/\Phi_i) + \Phi_i(\rho_i - r_i \rho_j/r_i) - q_i \ln(\Theta_i + \Theta_i \tau_{ij}) +$$

$$+ \Theta_i q_i (\tau_{ii}/(\Theta_i + \Theta_i \tau_{ii}) - \tau_{ij}/(\Theta_i + \Theta_i \tau_{ij}))$$

$$\rho_i = z/2 * (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad \rho_j = z/2 * (r_j - q_j) - (r_j - 1)$$

r y q son parámetros de componente puro y el número de coordinación z=10

Van Laar

Esta ecuación tiene el mismo origen que las ecuaciones de Margules, se ajusta a diversos sistemas muy bien, particularmente para LLE. Puede ser usada para sistemas que presentan desviaciones positivas o negativas de la ley de Raoult, sin embargo, no predice máximos o mínimos en los coeficientes de actividad. En general no se ajusta a sistemas con hidrocarburos halogenados y alcoholes.

$$g^E = Ax_1x_2/(x_1(A/B) + x_2)$$

$$RT \ln \gamma_1 = A(1 + Ax_1/Bx_2)^{-2}$$

$$RT \ln \gamma_2 = B(1 + Bx_1/Ax_2)^{-2}$$

Wilson

Es la primera ecuación de coeficientes de actividad que usa modelos de composición local para derivar expresiones de energía de exceso de Gibbs. Ofrece una aproximación termodinámicamente consistente para predecir el comportamiento de multi-componentes de datos de equilibrio binarios. Sin embargo esta ecuación no puede ser utilizada con dos fases líquidas ya que la determinación del

coeficiente de actividad involucra cocientes de volúmenes molares de los componentes en la fase líquida para la obtención del parámetro lambda de energía de interacción entre las moléculas de los componentes i, j de la mezcla.

$$\Lambda_{ij} = V_i^L / V_j^L * e^{(-\lambda_{ij} - \lambda_{ji}) / RT}$$

$$g^E / RT = -x_1 \ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) - x_2 \ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1)$$

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2(\Lambda_{12} / (x_1 + \Lambda_{12}x_2) - \Lambda_{21}(\Lambda_{21} / (\Lambda_{21}x_1 + x_2)))$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) + x_1(\Lambda_{21} / (x_2 + \Lambda_{21}x_1) - \Lambda_{12}(\Lambda_{12} / (\Lambda_{12}x_2 + x_1)))$$

Los coeficientes de actividad individuales para cualquier sistema pueden ser obtenidos de expresiones derivadas de la energía de exceso de Gibbs en conjunto con la ecuación de Gibbs-Duhem. Los primeros modelos (Margules, Van Laar) presentan algunas limitaciones, mientras que los nuevos modelos utilizan el concepto de composición local que representan una mejora en su aplicación general. A continuación se transcribe una tabla de aplicación.

APLICACIONES	Margules	Van Laar	Wilson	NRTL	UNIQUAC
Sistemas Binarios	A	A	A	A	A
Sistemas Multicomponentes	AL	AL	A	A	A
Sistemas Azeotrópicos	A	A	A	A	A
Equilibrio Líq.- Líquido	A	A	N/A	A	A
Sistemas Diluidos	¿	¿	A	A	A
Sistemas Autoasociados	¿	¿	A	A	A
Polímeros	N/A	N/A	N/A	N/A	A
Extrapolaciones	¿	¿	B	B	B

A=Aplicable; N/A=No Aplicable; ¿= Cuestionable; B=Bueno; AL=Aplicación Limitada.

Fuente: Manual del simulador Hysys

Modelos de Chao Seader.- El equilibrio de fases cerca de la región crítica o a presiones elevadas representa algunas complicaciones y las suposiciones de independencia de la presión de las funciones termodinámicas del líquido, así como las limitaciones al segundo coeficiente virial ya no son suficientes. Con el objeto de eliminar estas limitaciones Chao y Seader desarrollaron un método basado en la expresión:

$$K_i = \gamma f_i / \phi_i P$$

En donde :

γ = coeficiente de actividad del componente i en la fase líquida

f_i = fugacidad del componente i

P = presión del sistema

ϕ = coeficiente de fugacidad del componente en la fase vapor

Que es una expresión de qué tan ligero es un componente, es decir, su tendencia a concentrarse en la fase vapor ya que $K_i = Y_i/X_i$.

$$f_i^o / P = f_i^l / P = \phi_i^l \quad K_i = \gamma_i \phi_i^l / \phi_i$$

El cálculo de los valores de K_i requiere ϕ_i y ϕ_i^l sean expresados como funciones de las variables de las cuales dependen, para propósitos de predicción estas relaciones deben generalizarse constituyendo estas generalizaciones la esencia del método.

Este y el método de Grayson Streed son métodos semi-empíricos. La correlación de Grayson es una extensión del método Chao-Seader con énfasis en el hidrógeno. Solamente los datos de equilibrio producidos por esta correlación son usados por Hysys.

Chao Seader Se usa este método para hidrocarburos pesados en sistemas en donde la presión es menor de 1500 psia y las temperaturas oscilan de 0 a 500 °F.

Garyson Streed Recomendado para simular sistemas de hidrocarburos pesados con un alto contenido de hidrógeno.

Modelos de Presión de Vapor.- Estos modelos pueden ser usados para mezclas ideales a bajas presiones. Mezclas ideales incluyen sistemas de hidrocarburos y mezclas tales como cetonas y alcoholes en las que el comportamiento del líquido es aproximadamente ideal. A continuación se presentan los modelos de mayor aplicación:

Antoine Este modelo es aplicable a sistemas de baja presión que tienen un comportamiento ideal. Las constantes A,B y C han sido calculadas para una gran diversidad de compuestos.

$$\ln P_{vp} = A - B/(T + C)$$

Lee-Kesler Plöcker Adecuada para sustancias no polares y mezclas de éstas. Se expresa en términos de la presión reducida siendo una correlación de estados correspondientes.

$$\ln P_{vp,r} = f^{(0)}T_r + \omega f^{(1)}T_r$$

$$f^{(1)} = 15.2518 - 15.6875/T_r - 13.4721 \ln T_r + 0.43577T_r^6$$

$$f^{(0)} = 5.92714 - 6.09648 / T_r - 1.28862 \ln T_r + 0.169347 T_r^6$$

La modificación adicionada y que da origen a la ecuación de Plöcker consiste en :

$$z = z^{(0)} + \omega / \omega^{(r)}(z)^{(r)} - z^{(0)}$$

$$z = PV / RT = P_r V_r / T_r = z(T_r, V_r, A_k)$$

$$z = 1 + B/v_r + C/v_r^2 + D/v_r^5 + C4/(T_r^3 v_r^2) [\beta + \gamma / v_r^2] e^{-\gamma / v_r^2}$$

$$v_r = P_c V / RT_c; \quad C = c_1 - c_2/T_r + c_3/T_r$$

$$\omega^{(0)} = 0; \quad D = d_1 - d_2/T_r$$

Braun K10 Este modelo es estrictamente aplicable a sistemas de hidrocarburos pesados que se comportan idealmente.

Esso K Este modelo es estrictamente aplicable a sistemas de hidrocarburos a bajas presiones. El modelo utiliza una modificación al modelo de presiones de vapor de Maxwell-Bonnel.

Misceláneos.- Este grupo contiene paquetes de propiedades que son únicos y que no se ajustan a ninguno de los modelos antes presentados.

Aminas Contiene modelos termodinámicos desarrollados por D.B.Robinson y Asociados para su propio simulador de plantas AMSIM y que ahora se pueden ejecutar desde HYSYS.

Vapor ASME Utiliza las tablas de vapor de agua de ASME , 1967

Vapor NBS Utiliza las tablas de vapor de NBS, 1984

MBWR Esta es una versión modificada de la ecuación de Benedict/Web/Rubin. La ecuación de 32 términos es aplicable a solamente a un grupo de componentes y bajo condiciones específicas.

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

ANEXO II

Válvulas y Tuberías

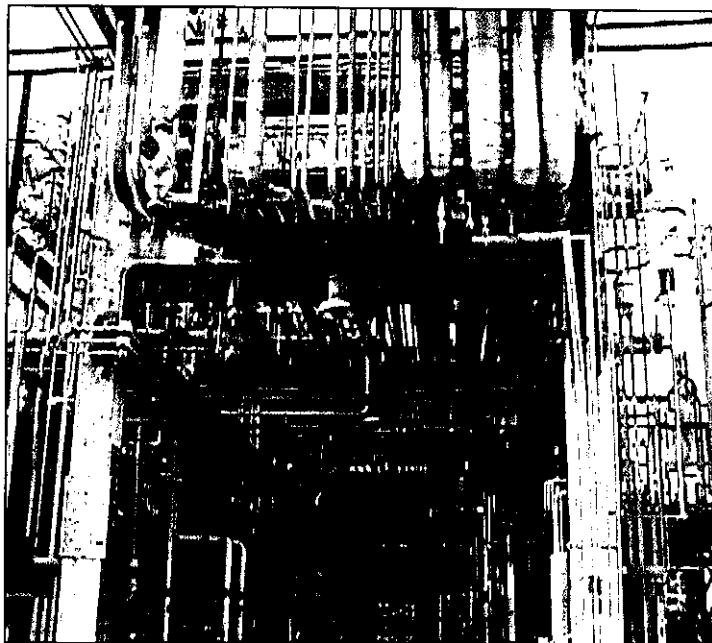
FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

ANEXO II VÁLVULAS Y TUBERÍAS

El diseño de transporte de fluidos de un proceso no solamente contempla los requisitos de energía para lograr el movimiento de sustancias de un lugar a otro, adicionalmente deben considerarse aspectos de control de flujo y cierre / apertura de recipientes y conductos.



Los dispositivos para el control, cierre y apertura de recipientes que contienen fluidos y los conductos que transportan corrientes de proceso, son denominados válvulas.

Las principales funciones de las válvulas son:

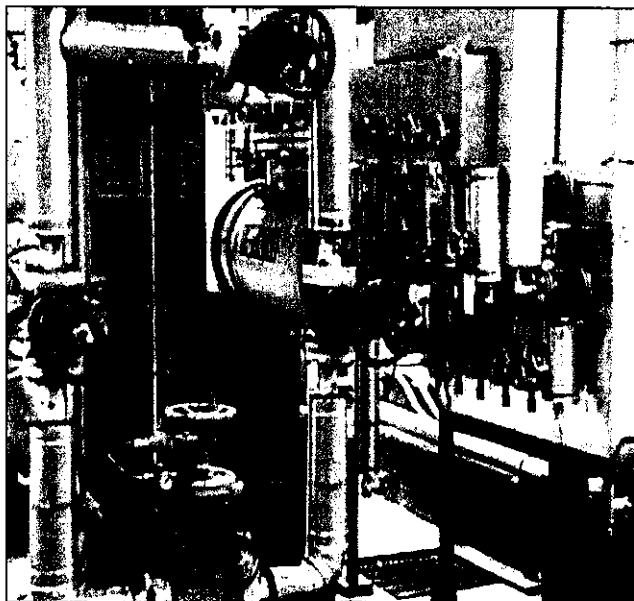
- Control (regulación de flujo)
- Cierre y/o apertura total
- Seguridad

Existen diversos tipos de válvulas diseñadas para cubrir los requerimientos del proceso en cuanto a operación y control. La selección de una válvula debe hacerse atendiendo a las necesidades del proceso particular, a la filosofía de control y a las funciones de cada tipo de válvula.

Selección de Válvulas

Para llevar a cabo una adecuada selección en diseños nuevos o evaluación en diseños existentes es necesario tener en cuenta los siguientes aspectos:

- Tipo de válvula
- Rangos de operación de presión y temperatura
- Materiales de construcción (cuerpo y empaque)
- Tipo de válvula



El tipo de válvula se debe seleccionar dependiendo de la función que ésta vaya a desempeñar (control, apertura/cierre total, seguridad), del tipo de fluido que se va a manejar (líquido, gas, mezclas de estos, líquidos con sólidos en suspensión, corrosividad del líquido) y de las condiciones de presión y temperatura en que va a operar.

- Rangos de operación de presión y temperatura

Esta selección se hará con información de fabricantes y de acuerdo a normas ANSI

- Materiales de construcción (cuerpo y empaque)

Esta selección se hará con información de fabricantes y de acuerdo a normas ASTM.

A continuación se presentan los tipos de válvulas y algunos de los aspectos más importantes de cada una, con el objeto de contar con las bases mínimas para una adecuada selección.

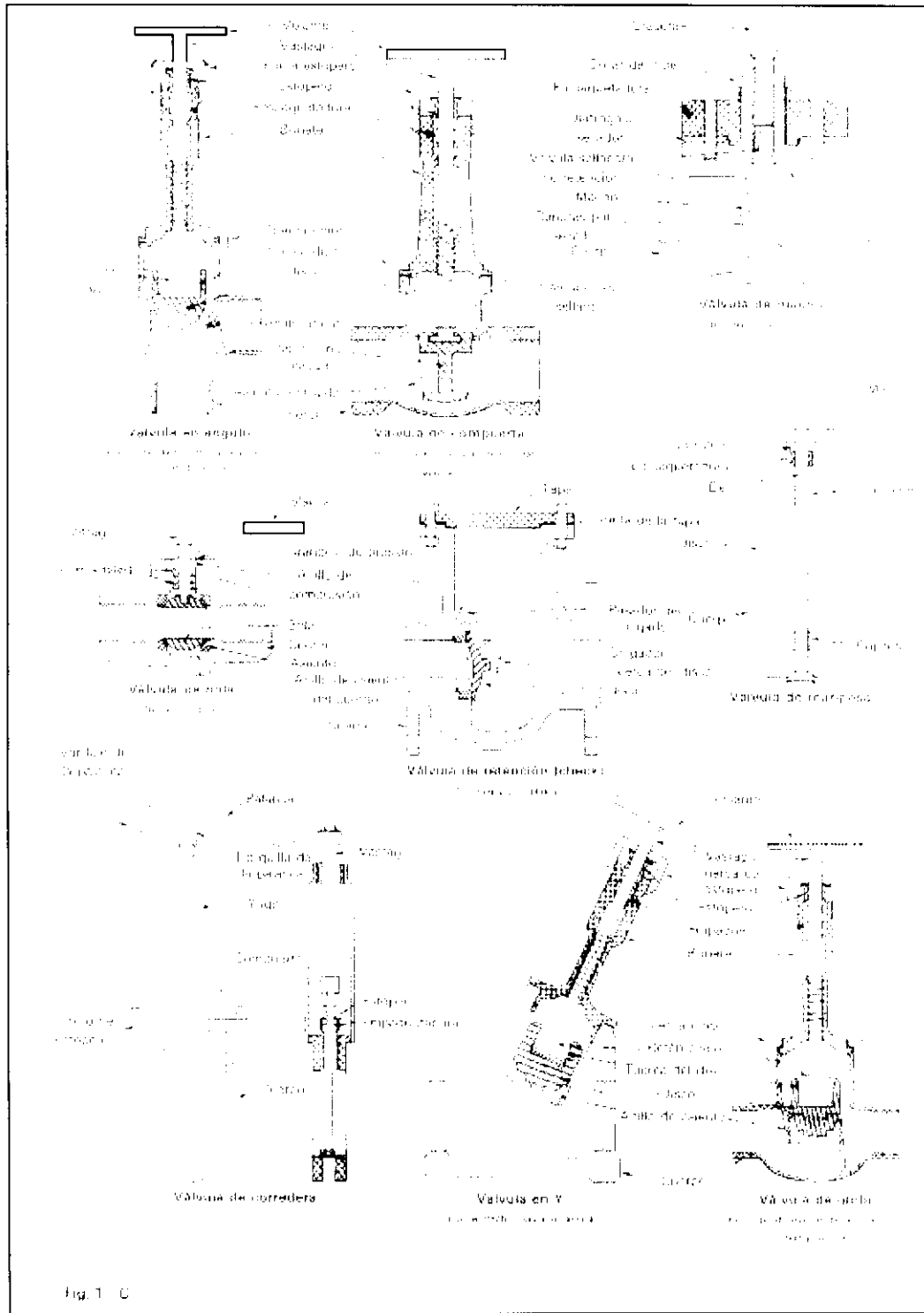


Fig. 1 C

Fuente : Ref. No. 10

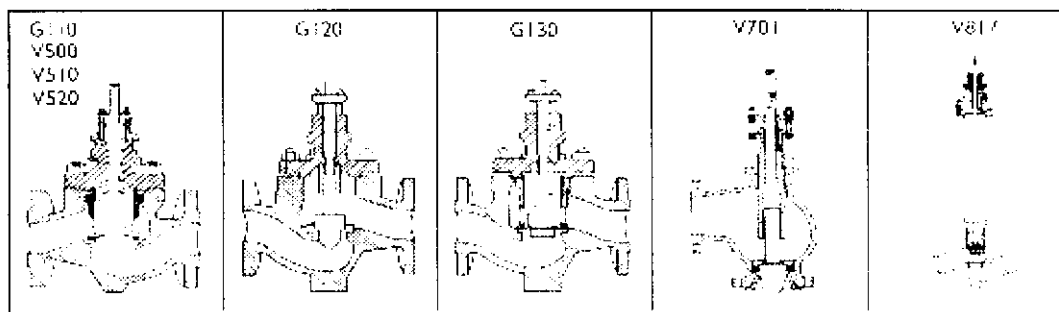
Control (regulación de flujo)

Globo

Este tipo de válvulas es utilizado para regular el flujo en operaciones frecuentes, aunque también es posible utilizarlas como válvulas de cierre y apertura. El cambio de dirección de la corriente (dos veces en el interior de la válvula en ángulos de 90°) provoca una gran caída de presión y turbulencia.

Existen válvulas de globo con arreglos diferentes de ángulo a la entrada y salida de la misma para disminuir la caída de presión y la turbulencia que se dan en las de ángulo recto.

Las válvulas de aguja son un caso especial de las válvulas de globo y han sido diseñadas para tener mayor precisión en el control de flujos pequeños.



Mariposa

Esta válvula también puede llevar a cabo funciones de cierre y apertura total de un sistema, aunque su función principal es el control de flujo en servicio frecuente. Tiene como característica principal una pequeña caída de presión.

Cierre y apertura total

Compuerta

Estas válvulas son utilizadas para mantener flujos ininterrumpidos o bien para cerrar totalmente el flujo de fluido en operaciones no frecuentes.

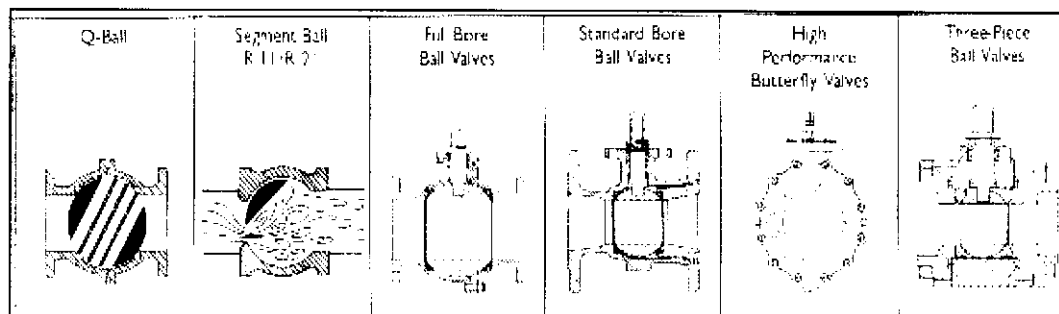
La caída de presión provocada por esta válvula es baja. No se recomienda para funciones de regulación de flujo ya que el disco es fácilmente erosionado además de provocar gran turbulencia.

Émbolo (tapón)

Este tipo de válvula es utilizado para operaciones frecuentes de apertura y cierre. Provoca baja turbulencia y en consecuencia una baja caída de presión. Tiene como características una rápida y sencilla operación, espacio mínimo de instalación y un cierre ajustado.

Bola

Estas válvulas son una modificación de las válvulas de tapón, y al igual que éstas son utilizadas para operaciones frecuentes de apertura y cierre.



Seguridad

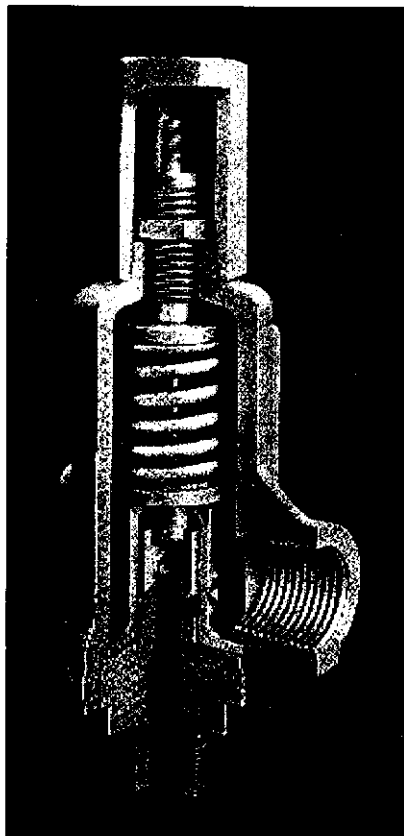
Check

Estas válvulas son utilizadas para evitar el regreso del flujo en tuberías. La presión del fluido abre una compuerta que es accionada por un resorte que ejerce una presión para cerrar la válvula. De esta manera cuando disminuye la presión del fluido el resorte empuja la compuerta cerrándola y evitando que el fluido que ya pasó a través de ella regrese.

Desfogue

Estas válvulas están diseñadas para operar en una situación de emergencia al incrementarse la presión en el sistema.

Estas válvulas pueden ser de dos tipos: aquellas que cuentan con un resorte calibrado para abrir al incrementarse la presión, y aquellas que abren de manera súbita al rebasar la presión un valor predeterminado.



CONTROL

La teoría de control establece que para controlar un proceso es necesario contar con un elemento primario de medición, un transmisor, un punto de referencia o ajuste (set point) y un elemento final de control. Este último, generalmente es una válvula por lo que se puede observar que además de tener las funciones previamente descritas (control de flujo), las válvulas son utilizadas para el control de presión y nivel.

Además de la selección del tipo de válvula es importante determinar el tamaño de la misma. Para la determinación del tamaño de una válvula es necesario tomar en cuenta el flujo que ésta va a manejar, la caída de presión que se tendrá en este dispositivo y la gravedad específica del líquido a manejar.

Existen expresiones empíricas que involucran estas variables y han sido desarrolladas por los fabricantes de válvulas. El dimensionamiento de válvulas parte de una ecuación general obtenida de un balance de energía y se va modificando según las características de los fluidos a manejar, es decir:

Dimensionamiento de Válvulas de Control que manejan Líquidos.

De un balance de energía y considerando las fuerzas conservativas que representa la energía potencial gravitacional se tiene:

$$E_c + E_p = C$$

En donde C representa una constante, si esta constante la hacemos igual a cero y se sustituye la energía cinética y potencial por sus expresiones correspondientes se obtiene lo siguiente:

$$\frac{1}{2} mv^2 = mgh \quad v = (2gh)^{1/2}$$

Por otro lado sabemos que $Q = vA$ y

que $P = F/A = mg/A = \rho Vg/A = \rho(hA)g/A = \rho Hg$ de donde se obtiene $P/\rho = hg$

por lo tanto $Q = A(2)^{1/2} (gh)^{1/2} = k(gh)^{1/2} = k(P/\rho)^{1/2}$

de lo anterior se observa que para el dimensionamiento de válvulas que manejan líquidos queda expresada como a continuación se indica:

$$Q = C_v(\Delta P / \rho_0)^{1/2} \text{ en donde:}$$

ΔP = caída de presión a través de la válvula (lb/pg²)

ρ_0 = gravedad específica = θ fluido / θ agua 60°C

C_v = coeficiente de flujo (gal/min)(pg*lb+1/2)

Q = flujo gal/min

Dimensionamiento de Válvulas de Control que manejan Gases o Vapores.

La expresión algebraica para el dimensionamiento de este tipo de válvulas se obtiene de la ecuación anterior al aplicarle los factores adecuados para la conversión de unidades propias para la medición de flujo de gases, es decir, metros cúbicos por hora. A continuación se presenta esta expresión:

$$Q = K C_v P^{1/2} (\Delta P / g)^{1/2} \text{ en donde:}$$

P = Presión de operación (lb/pg²)

K = constante que involucra factores de conversión.

Dimensionamiento de Válvulas de Control que manejan mezclas de Líquidos y Vapores.

Se define como característica de una válvula a la relación que existe entre la abertura de la misma o posición del elemento obstructor y el flujo que pasa a través de la misma.

La característica de una válvula puede ser lineal o de igual porcentaje. Se dice que una válvula tiene característica lineal cuando la abertura de la misma es proporcional a la cantidad de flujo que pasa a través de ella manteniéndose la caída de presión constante, expresado como un porcentaje del flujo de apertura total. Así, si se tiene una abertura del 40%, se tendrá un flujo del 40% del total.

Por otro lado se dice que se tiene una característica de igual porcentaje cuando al variar la posición del obturador en una determinada cantidad varía el flujo en una misma cantidad no importando si el cambio en la posición del elemento obturador se obtuvo en la zona baja o alta de la escala.

La selección de la característica de una válvula obedece a ciertos principios generales que pueden resumirse como a continuación se indica:

Control de Nivel.

Para una caída de presión constante se recomienda utilizar una característica lineal. Si la caída de presión disminuye con el aumento de carga, se debe usar una característica lineal excepto cuando esta caída de presión a carga total sea menor del 20% de la caída de presión sin carga, en estas condiciones se recomienda una característica de igual porcentaje.

En los casos en que la caída de presión aumente se utilizará una característica lineal excepto cuando esta caída de presión aumente en una relación 2:1, en donde se deben utilizar válvulas con obturador de cierre y apertura rápidos.

Control de Presión.

El control de la presión depende de la rapidez del procesos y la capacidad de respuesta del elemento obturador de la válvula. De esta manera si el proceso tiene cambios más rápidos que la capacidad de respuesta del obturador, entonces se debe seleccionar una característica de igual porcentaje, en caso contrario se debe utilizar una característica lineal.

Cuando el proceso aguas abajo contenga tanques de balance, el proceso se volverá más lento y en estas condiciones es posible seleccionar una característica lineal.

Control de Flujo.

Para el control de flujo con grandes caídas de presión, la selección de la característica de una válvula se resume en el siguiente cuadro.

MEDICIÓN	LOCALIZACIÓN DE LA VÁLVULA DE CONTROL	CARACTERÍSTICA	
		RANGO DE FLUJO AMPLIO	RANGO DE FLUJO PEQUEÑO
CON RAÍZ	EN SERIE	LINEAL	IGUAL %
CON RAÍZ	EN DERIVACIÓN	IGUAL %	IGUAL %
LINEAL	EN SERIE	LINEAL	IGUAL %
LINEAL	EN DERIVACIÓN	LINEAL	IGUAL %

BIBLIOGRAFÍA.

- 1.- **Operaciones de Transferencia de Masa**
Robert E. Treybal; McGraw Hill; 1980; Rhode Island, USA.
- 2.- **Chemical Reaction Engineering**
Octave Levenspiel; John Wiley & Sons; Wiley International Editions.
- 3.- **Chemical Engineering Kinetics**
J.M.Smith; McGraw-Hill Book Company; 1970.
- 4.- **Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química**
Smith y Van Ness; McGraw Hill; 1980; USA.
- 5.- **Termodinámica Química para Ingenieros**
Richard E. Balzhiser, Michael R. Samuels, John D. Eliassen; Prentice/Hall Internacional, Editorial Dossat, S.A., Madrid 1980.
- 6.- **The properties of Gases and Liquids**
Robert C.Reid, John M. Prausnitz, Thomas K.Sherwood; 3rd Edition; McGraw Hill Book Company; 1977; N.Y., USA.
- 7.- **Process Heat Exchange**
Cavaseno; Chemical Engineering; McGraw-Hill Publication, Co., New York, N.Y., USA.
- 8.- **Process Heat Transfer**
Donald. Q. Kern; McGRAW-Hill Company, Inc., New York, N.Y., USA.
- 9.- **Bombas, selección uso y mantenimiento**
Kenneth J. McNaughton y el cuerpo de redactores de Chemical Engineering; 1992; McGraw-Hill / Interamericana de México, S.A. de C.V.
- 10.- **Válvulas, selección uso y mantenimiento**
Kenneth J. McNaughton y el cuerpo de redactores de Chemical Engineering; 1992; McGraw-Hill / Interamericana de México, S.A. de C.V.

- 11.- **Compresores, selección uso y mantenimiento**
Richard W. Greene y el cuerpo de redactores de Chemical Engineering; 1992;
McGraw-Hill / Interamericana de México, S.A. de C.V.
- 12.- **Flujo de Fluidos en válvulas, accesorios y tuberías**
División de ingeniería de Crane; 1992; McGraw-Hill / Interamericana de
México, S.A. de C.V.
- 13.- **Manuales de Hysys**
Hyprotech Ltd., 300Hyprotech Centre, 1110 Centre Street North, Calgary,
Alberta T2E 2R2, Canada.
- 14.- **Literatura de Plant Design Series: Jspace user's guide; Jspace Integration
Tools; Plant Space Enterprise Navigator Training**
Bentley, Jacobus.
- 15.- **Ingeniería de Control Automático**
José Nacif Narchi; Costa-Amic Editores, S.A., 1981; México, D.F.
- 16.- **Boletín AD-6 Viking Pump**
Cedar Falls, Iowa 50613, USA.
- 18.- **Literature of Ingersoll Rand Co.**
Hwy 45 South, Mayfield, Ky 42066.
- 19.- **Física**
Vol.1, 2 y 3; Marcelo Alonso y Edwards J. Finn ; Fondo Educativo
Interamericano, S.A.
- 20.- **Publicación Periódica Chemical Engineering;**
McGraw-Hill Pub.Co. 1221 Avenue of the Americas, New York, N.Y. 10020;
Septiembre de 1976.
- 21.- **Chemical Engineering Deskbook**
McGraw-Hill Pub.Co. 1221 Avenue of the Americas, New York, N.Y. 10020;
Octubre de 1971.

- 22.- **Evaluación de Tecnologías en la Industria de Refinación del Petróleo**
Pemex-Refinación Subdirección de Producción, IMP Subdirección de Transformación Industrial.
- 23.- **Guidelines for Evaluation of Transfer of Technology Agreements**
Development and Transfer of Technology Series No.12, United Nations Industrial Development Organization.
- 24- **Seminario Regional de la OMPI sobre Esrtategia de Dirección de la Pequeña y Mediana Empresa en Matreia de Propiedad Industrial en América Latina.**
Organización Mundial de la Propiedad Intelectual (OMPI) con la colaboración del Gobierno de México y la asistencia del Gobierno de Francia, Octubre de 1992.
- 25.- **Anexo AP de las Bases de Licitación para Proyectos**
Unidad de Concursos de la Subdirección de Proyectos de Pemex-Refinación; 1998; México, D.F.
- 26.- **Agency for Toxic Substances and Disease Registry (ATSDR)**
Toxicological Profile for Ethylene Oxide, U.S. Department of Health and Human Services 1990.
- 27.- **Hazardous Substances Data Bank (HSDB)**
National Toxicology Information Program, National Library of Medicine, Bethesda, MD 1993; U.S. Department of Health and Human Services.
- 28.- **Registry of Toxic Effects of Chemical Substances (RTECS)**
National Toxicology Information Program, National Library of Medicine, Bethesda, MD 1993; U.S. Department of Health and Human Services.

INDICE ALFABÉTICO

A

Actividad, 229
Aire Acondicionado, 25
Aire libre de Aceite, 127
Aire Normal, 126
Aire para Instrumentos, 27
AISLAM, 70
alcanolaminas, 137
alcoholes, 137, 141
Alivio, 24
Altitud, 124
altura sobre el nivel del piso, 33
alumbrado, 26
ambiente básico, 51
Ambiente de Columna, 52
ambientes de cálculo, 50
Ambientes de Cálculo, 50
aminas, 137, 141
amoniaco, 14, 17, 29, 135, 139, 140, 142, 147, 148, 150, 151, 152, 153
análisis de esfuerzos, 23
Análisis de Esfuerzos, 26
análisis de riesgos, 37
análisis dimensional, 101
Anexo AP, 60, 250
ANSI, 145
Antoine, 225, 236
API, 36, 145
Aportaciones de la Tesis, 219
archivos de texto, 15, 62
área de transferencia, 33, 99, 102, 108
arreglo de equipo, 12, 22, 37, 221
arreglos de tuberías, 36
Arrhenius, 91
aspectos teóricos, 13, 14, 21, 46, 54, 221
ASTM, 145

B

Balance de Cargas, 23, 26
Balance de Materia y Energía, 31
balance de materia y energía, 12, 22, 29, 48, 57, 180, 191, 221
balance general de servicios, 23
Balances de Materia y Energía de Proceso, 24, 135, 150, 191
Bases Civiles, 145
Bases de Cálculo, 32
Bases de Datos, 7, 68
bases de datos relacionales, 16, 61, 68, 221, 222
Bases de Diseño, 24, 135, 137

bases de licitación, 60
Beneficios, 220
Bernoulli, 100, 114
BHP, 72
biblioteca electrónica, 16, 61
BM&F, 6, 12, 16, 22, 29, 31
BME.DBF, 62, 69
Bola, 243
Boltzman, 99
Bomba P-100, 152, 158
bombas, 17, 23, 33, 62, 113, 114, 115, 116, 120, 121, 122
bombas centrífugas, 115
boquillas, 36, 86, 87, 95, 121
Braun K10, 237
brecha, 11, 18

C

C_2H_4O , 139, 140, 147, 151
Cabezal Frontal, 106
Cabezal Posterior, 106
cabezales, 36, 106, 108
Cadereyta, 10
caída de presión, 105, 186, 242, 243, 245, 246, 247
Caída de presión, 104, 105
cálculo de la demanda de potencia, 23
cálculos, 224, 226
calefacción, 23
calores latentes, 77
Cambiador de calor E-100, 152, 158
cambio de línea de operación, 81
campo de temperaturas, 99
CANT, 69
cantidad de calor infinita, 80
CAPACID, 69
Capacidad, 69
capacidad infinita de enfriamiento, 80
cápsula, 14, 44, 54, 130, 144
carácter formal, 21
Características de la Tesis, 220
Caracterización Crudos, 51
carcasa, 106
Carga de Velocidades, 118
Carga Dinámica de Descarga, 117
Carga Dinámica de Succión, 117
Carga Dinámica Total, 117, 119
Carga estática de Descarga, 116
Carga estática de Succión, 116
Carga Neta Positiva de Succión NPSH, 118
carga o cabeza, 33
carga térmica, 33, 72, 104
causas de relevo, 36

Cavitación, 117
 CDT, 72
 cero absoluto de presión, 123
 cero absoluto de temperatura, 124
Chao Seader, 235
 Check, 243
 chequeos cruzados, 61
 Chien Null, 229
 cíclico y concurrente, 11
 ciencias formales, 11
 cinética, 14, 44, 50, 93, 113, 114, 115, 117, 118, 122, 124, 221
 cinética química, 14, 221
 Circuitos Lógicos de Control, 24
 Ciudad de México, 15
 clasificación de Áreas, 26
Clasificación de Bombas, 114
 clave ligero, 83, 84
 clave pesado, 83, 84
 Códigos, 24, 27, 145
 coeficiente de película, 100
 coeficiente estequiométrico, 93
 coeficiente global de transferencia U, 102
 coeficientes binarios, 44, 77
 coeficientes de distribución m_i , 83
 colisiones, 93
 columnas de destilación, 17, 77, 83, 84, 167
 composiciones, 32, 48, 56, 77, 82, 83, 163, 180, 187, 229
Compresibilidad, 124
 compresores, 17, 23, 113, 122, 123, 126, 127, 128, 129
COMPRESORES, 122, 129
 Compuerta, 242
 Condiciones Climatológicas, 144
 condiciones de operación, 95, 108, 120, 121, 128
 condiciones de reflujo, 77
Condiciones Normales, 123
conducción, 98, 99, 100, 103
 Conductividad térmica, 101
 Conexiones, 56, 167
 conocimiento científico, 21, 22
conocimiento de dominio universal, 22
 conocimiento de ingeniería, 16
 conocimiento teórico, 21
 Conproca, S.A. de C.V., 10
Conservación de energía, 53
Conservación de la masa, 53
 construcción, 11, 12, 13, 14, 16, 18, 23, 33, 37, 60, 61, 86, 121, 135, 219, 220, 221, 222
 Continuidad de energía, 53
 Continuidad por componente, 53
 Continuidad total, 53

Control de Flujo, 247
 Control de Nivel, 247
 Control de Presión, 247
convección, 98, 100, 102, 103
 convergencia, 53, 56, 185
COREN, 72
 correcciones anticipadas, 13
CORRIENTE, 69
 corrientes, 29, 32, 45, 46, 48, 49, 50, 51, 56, 57, 61, 68, 78, 81, 82, 85, 102, 104, 109, 147, 148, 150, 154, 156, 160, 163, 165, 167, 168, 177, 179, 180, 181, 182, 183, 187, 188, 189
Corrientes de Energía, 6, 43, 45, 48, 135
Corrientes de Materia, 6, 43, 45, 48, 50, 57, 135, 136, 156
CORSAL, 72
 corto circuito, 26
Cuaderno de Trabajo, 6, 43
 cuerpo radiante, 99
 curva de equilibrio, 78, 79, 80, 81
 curva de operación, 79, 80, 81, 120, 129
 curvas de entalpia-concentración, 78, 79
 curvas de equilibrio, 52, 53, 82
 curvas de operación, 52, 78, 82, 120

D

datos de equilibrio, 44, 77, 82, 87
 datos experimentales, 22, 53, 78, 79, 82, 83, 91, 105, 231
 DEA, 14, 17, 139, 140, 141, 142, 148, 150, 151, 152, 153, 157, 158, 159, 191, 192, 193, 202, 213
 definiciones, 116, 123
DeltaP, 72
 demanda de potencia, 26
denominaciones de origen, 22
DENSIDAD, 70
 densidad de corriente, 99, 116
 desplazamiento positivo, 114
 derivadas parciales, 53
DESC, 69
 descarga, 72
 descripción del proceso, 12, 22, 37, 147, 221
 desfogue, 24, 26, 36
 desplazamiento positivo, 114, 115, 119, 122
DEST, 71
 destilado, 56, 71, 77, 78, 80, 81, 82, 83, 84, 85, 167, 168, 170, 171, 178
 DFP, 6, 12, 16, 22, 29, 30, 32, 33, 36, 37, 57, 136, 149, 221
 diagrama de flujo de proceso, 12, 22, 32, 45, 48, 49, 50, 56, 57, 147, 149, 177, 183, 190, 221
Diagrama de Flujo De Proceso, 149

Diagrama de Flujo Principal, 51
diagrama unifilar, 23
Diagrama Unifilar, 26
Diagramas de Flujo de Proceso, 29
Diagramas de Tubería e Instrumentación, 6, 12, 22,
24, 25, 33, 221
diagramas lógicos de control, 23
Diagramas Lógicos de Control, 24, 27
Diagramas Unifilares, 24
dibujos de fabricante, 61
Dimensionamiento de Válvulas de Control, 245,
246
dinámica de una partícula, 31
discos de ruptura, 36
diseño cinético-termodinámico, 91
diseño de reactores, 91
diseño de tuberías, 23
diseño hidráulico, 86, 95, 105, 121
diseño mecánico, 23, 79, 81, 86, 95, 103, 108, 121,
128
diseño térmico, 86, 95, 98
diseños, 22, 127
Distribución General de Fuerza, 26
dos parámetros, 225
Drenaje, 25
DTI, 6, 12, 16, 22, 25, 29, 33, 34, 35, 36, 69, 221

E

ecuación de enfriamiento de Newton, 101
ecuación de movimiento, 31
ecuación empírica, 101
Ecuaciones de Estado, 225
Efl., 71
Eficiencia de Compresión, 124
Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso, 6,
43, 49, 135, 183
elementos de liberación de presión, 36
Elevaciones, 25, 26
Émbolo, 243
empaques, 86
empírico, 14, 21
energía, 69, 72, 228, 230, 231, 233, 234, 239, 245
ENERGÍA, 31, 32
energía cinética, 115, 122
energía interna, 114
energía potencial, 114, 245
enfoque universal, 21
ensuciamiento, 72
entalpía-composición, 78
entalpías de mezclas, 77
Entorno de Simulación, 6, 43, 44, 50, 135, 153
equilibrio de fases, 235

Equilibrio liquido-vapor, 53
equipo rotodinámico, 23
Equipos a Simular, 46
equipos estáticos, 23
especialidades de la ingeniería, 10, 12, 22
Especificación de los Productos, 141
Especificación del Sistema Contra Incendio, 27
Especificación del Sistema de Control Avanzado, 23,
24, 27
Especificación del Sistema de Control Distribuido, 23,
24, 27
Especificación del Sistema de Paro de Emergencia,
23, 24, 27
especificaciones, 16, 22, 23, 24, 25, 26, 27, 29, 33, 37,
56, 57, 58, 60, 61, 68, 154, 164, 170, 171, 172, 188,
194
Especificaciones Civiles, 25
Especificaciones de equipo, 16
especificaciones de instrumentos, 23
Especificaciones de Tubería, 23, 24, 26
Especificaciones Eléctricas, 26
esquemas de entrada, 16, 41, 43, 220
ESQUEMAS de ENTRADA, 17, 43, 135, 153
esquemas de salida, 16, 18, 41, 43, 58, 149
ESQUEMAS de SALIDA, 17, 56, 136, 190
Esso K, 237
estequiometría, 32, 44, 50, 91, 92, 150, 151, 161
Estructura de la Materia, 32
Estructura de la Materia y la Energía, 32
estudio de impacto ambiental, 37
estudios de mecánica de suelos, 23, 25
etanolaminas, 14, 15, 17, 29, 135, 137, 139, 150
expansión térmica, 36
experto de entrada, 55, 167, 170

F

factor acéntrico, 225, 227
factor de servicio, 140, 150
Factores de ensuciamiento, 104, 106
falla de agua de enfriamiento, 36
falla de aire de instrumentos, 36
falla de energía eléctrica, 36
FASE, 69, 70
FCOREN, 72
FCORSAL, 72
fenómenos de transporte, 11, 14, 99, 100, 113, 221
Fensc, 72
Fenske, 84
Fi, 71
figuras de propiedad industrial, 22
filosofía de control, 23, 239
Filosofía de Operación, 24

flexibilidad, 23
fluido caliente, 72
fluido frío, 72
FLUJOVOL, 69, 70
FMASICO, 69, 70
fondos, 56, 77, 78, 80, 81, 82, 84, 85, 167
formas de entrada, 13
formas de salida, 13, 73
formato DBF, 73
formato delimitado por comas, 62
formatos DBF, 16, 221
fórmulas, 22
fotos, 15
Fourier, 99
fronteras del sistema, 115
fuego, 36
Fugacidad, 228

G

Garyson Streed, 236
Gibbs-Duhem, 234
gradiente, 99, 113, 116
grado de conversión, 150, 155, 162
grados de libertad, 32, 46, 57, 85, 171, 172, 173, 188
Gravedad Específica, 116, 140, 141
grupo, 237
grupo gráfico, 95, 109, 128
grupos, 58, 86, 87, 95, 101, 103, 108, 121, 128, 137
Guía Mínima, 16, 220

H

HAZOP, 34
HD, 69
HDBomba.DBF, 62, 72
HDCamCal.DBF, 62, 72
HDCol.DBF, 62, 71
HDReact.DBF, 62, 71
Hdsuc, 72
herramientas modernas de simulación, 13, 16, 220
Hf, 72
Hidráulico, 27, 28
hipotéticos, 50, 105, 119
Hojas de datos, 16, 62
hojas de datos para torres, 86
Hsdese, 72
Hssuc, 72
humedad absoluta, 125
Humedad Específica, 125
Humedad Relativa, 125
Hv, 72

Hysys, 234, 235

I

íconos, 45
índice de instrumentos, 23, 34
Índice de Líneas, 24, 25, 26
inestabilidad, 129, 130
INGENIERÍA BÁSICA, 6, 19, 20, 21, 22, 40, 41, 135, 137
Ingeniería Básica (alcance), 6, 24
Ingeniería Civil, 22, 23
INGENIERÍA de DETALLE, 6, 19, 20, 21, 22, 25
Ingeniería de Instrumentación, 22, 23
Ingeniería de Proceso, 22
ingeniería de procesos, 12, 21
Ingeniería de Tuberías, 22, 23
Ingeniería Eléctrica, 22, 23
ingeniería integral y concurrente, 10, 11, 16, 221, 222
Ingeniería Mecánica, 22, 23
Instalación de una Columna, 55
Instituto de Administración de Proyectos, 219
Instituto Mexicano del Petróleo, 5, 13
interacción hombre-máquina, 45
interacciones, 229
interferencias, 61
isométricos, 23, 26, 34, 37
I'EPSA, 15, 63, 157, 158, 159, 191, 194, 197, 199, 205, 208, 210, 211, 213, 215

J

Jacobiano, 53, 54

K

Kabadi Daner, 226
know how, 22

L

Layout, 6, 12, 16, 22, 24, 36, 37
Lee-Kesler Plöcker, 236
ley de distribución de frecuencias, 98
límite de batería, 36, 142
LINEA, 70
línea del estado térmico de la alimentación, 80
Lista de Equipo, 24, 25, 29, 135
lista de verificación, 23
ListEq.DBF, 62, 69

lóbulos, 115, 129
Localización de la Planta, 144
longitud tangente a tangente, 33

M

manométrica, 118, 123
Manual de Diseño de Obras Civiles C.F.E., 145
Manual de Operación, 24
Maqueta Electrónica Tridimensional Inteligente, 60
marcas, 22
Margules, 230, 231, 233, 234
Mariposa, 242
masas a relevar, 36
MATCONS, 69
materia, 69, 228
MATERIA, 31, 32
materiales de construcción, 33
materias primas, 29, 37, 135, 140, 149, 190
matriz de coeficientes, 53
McCabe-Thiele, 52, 78, 80, 82
MEA, 14, 17, 139, 141, 142, 148, 150, 151, 152, 153, 157, 158, 159, 191, 192, 193, 211
mecánica clásica, 13, 31
mecánica cuántica, 13, 31, 32
mecánica de fluidos, 14, 113, 114
mecánica de suelos, 37
mecánica estadística, 14, 32, 231, 232
mecánica ondulatoria, 13, 98
Mecánico, 25, 27, 28, 145
mecanismos de reacción, 91
media logarítmica de las diferencias de temperaturas, 102
memoria de cálculo, 27, 28, 61
método diferencial, 92
método integral, 92
métodos cortos, 103
Mezclador M-100, 158
mezclas binarias, 78, 83, 85
mezclas multicomponentes, 78, 82, 83, 84, 85
mínimo, 243
mínimo de calor, 81
mínimo de capacidad de enfriamiento, 81
MLDT, 102, 105
modelo tridimensional, 16, 61, 68, 86, 95, 108, 121, 128, 219, 220, 222
modelo tridimensional inteligente, 16, 68, 219, 220, 222
modelos cinéticos, 91
Modelos de Actividad, 228
modelos de equilibrio, 77, 78, 79, 80, 82, 153, 224
modelos físicos, 41
modelos teóricos, 14, 41, 46

modelos termodinámicos, 44, 237
modelos tridimensionales, 11, 12, 13, 18, 58, 60, 86, 95, 108, 121, 128, 221
modos de control, 129, 130
momentum angular, 32
momentum lineal, 32, 116
Monitor, 56, 170, 172

N

$N(C_2H_4OH)_3$, 141, 151
NEC, 145
necesidades de una sociedad, 21
Newton Raphson, 53
NFPA, 144
 $NH(C_2H_4OH)_2$, 151
 $NH_2C_2H_4OH$, 141, 151
 NH_3 , 139, 140, 147, 151
Nivelación, 25
niveles, 33
No. de Nusselt, 101
No. de Prandtl, 101
No. de Reynolds, 101
normalizar, 16
Normas, 24, 26, 27
notas generales, 24, 29
NPLATOS, 71
NPSH, 28, 72, 118, 121, 208
NRTL, 230, 231, 232, 234
número de platos mínimo, 80
número infinito de platos, 81

O

objeto, 224, 235, 240
Objeto, 45
Objetos del Diagrama de Flujo, 6, 43, 45, 135, 156
operaciones unitarias, 29, 45, 50, 51, 147, 149, 154, 156, 158, 183, 221
Operaciones Unitarias, 6, 43, 45, 50, 135, 158
órdenes de compra, 61
óxido de etileno, 14, 17, 29, 135, 139, 140, 142, 143, 147, 150, 151, 153

P

paleta de objetos, 49, 158
paquete de fluido, 6, 43, 44, 50, 104, 119, 135, 153, 154, 161, 224
paquete tecnológico, 22
Parámetros, 44, 56

partículas, 31, 32, 117, 123, 124
patentes de invenciones, 22
 Pavimentos, 25
Pdiseno, 72
 película, 100, 101
 película de espesor indefinido, 100
 Pemex-Refinación, 10, 60, 61, 250
 Peng Robinson, 225, 226, 227, 228
 pérdidas por fricción, 114, 117, 118
 perfil de temperaturas, 36, 176, 188
 perspectiva formal, 221
 Pesos moleculares promedio, 53
Pf, 71
 pie de plano, 33
 Plano de Localización, 6, 24, 25, 36
 plano de localización general, 12, 22, 29, 36, 221
 Plano de Pilotes, 25
 Planos Civiles, 25
 Planos Estructurales, 25
 plantillas, 51, 55
 plato de alimentación, 32, 33, 56, 77, 79, 81, 83, 84
 platos teóricos, 52, 71
 PLG, 6, 12, 16, 22, 24, 29, 36, 37, 38, 69, 221
 PMBOK, 219
 PMI, 219
 Ponchon y Savarit, 52, 78, 82
Pop, 72
Potencia al Freno BHP, 119
PRESION, 69, 70
Presión Absoluta, 123
 presión atmosférica, 123
Presión Crítica de Compresión, 125
Presión de operación, 72, 104, 105
Presión de Vapor, 117, 140, 141, 236
 principio de operación, 33, 114
 principios de conservación, 32, 53
 proceso unitario, 29
 procesos de destilación, 54, 104
 procura de equipos, 14, 135
 programación orientada a objetos, 45
 Project Management Institute, 219
 Propiedades de Columna, 55
 propiedades físicas, 44, 77, 103, 105, 108, 119, 140, 220, 224
 protecciones, 26
 PRSV, 227
 puente, 13, 60
 puesta en marcha, 12, 14, 135, 219, 222
Punto de Rocío, 125
 puntos de diferencia, 78, 79
Pvap, 72

Q

Qm, 72
Qr, 71
 quemadores, 36
Qv, 72

R

R1, 71
radiación, 13, 98, 99, 102, 103
 radiancia espectral, 99
 Reacción Química, 17
Reacciones Químicas, 47
 Reactor R-100, 152, 158
 recipientes, 239
 Recipientes atmosféricos, 25
 reconfiguración, 10
 Recta de las q, 80
 recta del estado térmico de la alimentación, 52, 81
 Redlich Kwong, 225, 226
 Reflujo, 55, 71
 Regla de Mezclado, 229
 Reglamento de Construcciones para el D.F., 145
Relación de Compresión, 124
 relación de reflujo, 56, 80, 81, 82, 84, 85, 170, 171, 172
 relación de reflujo mínima, 80, 83, 84
 relación de reflujo total, 80
 reportes, 15, 56, 58, 61, 62
REQCIME, 69
 requisiciones, 61
 Requisiciones, 26, 27
 revisión documental, 13, 16
 Rutas de Cableado, 26

S

satisfactores, 224
 satisfactores de la sociedad, 21, 41
 SCA, 23
 SCD, 23
 sección de agotamiento, 32, 77, 78, 79, 80, 81, 82
 sección de enriquecimiento, 77, 78, 80, 81
 sección de platos, 52, 55, 185
 sección de rectificación, 79, 81, 82
secretos industriales, 22
 secuencial, 10
 selección, 104, 116, 119, 120, 123, 126, 248, 249
Selección de Válvulas, 240
 Separador tipo flash V-100, 152, 158

Servicios Auxiliares, 24, 25, 144
 Shiras y colaboradores, 83
 Simbología, 24, 145
 simulación de procesos, 11, 14, 18, 21, 50, 77, 91, 98, 113, 135, 221, 224
 simulación sistematizada, 16, 41
SIMULACIÓN SISTEMATIZADA, 17
 simultánea, 10, 11, 51
 sistema de distribución general de fuerza, 23
 Sistema de Relevo, 24, 36
 sistema de trabajo, 16, 220
Sistema de Unidades, 6, 43, 44, 135, 153
 sistema Hidrosanitario, 25
 Sistema Ininterrumpible de Suministro de Energía, 26
 Sistemas de Alumbrado, 26
 sistemas de n ecuaciones simultáneas, 52
 sistemas de tierras, 26
 Sistemas General de Tierras y Pararrayos, 26
 sistemas multicomponentes, 52
 Sistemas Neumáticos, 28
 sistemática, 13, 16, 17
Soave Redlich Kowng, 225
 Solución Ideal, 228
 soporte teórico, 16, 77, 91, 98, 113
 Sour PR (ácido), 228
 Sour SRK (ácido), 226
 SPE, 23
 Stefan, 98
Sub-Diagrama de Flujo, 51
 Subestación Eléctrica, 26
 surge, 31, 129, 130

T

tabla, 234
 tabla periódica, 32
 tablilla de objetos, 45
TAG, 69, 71, 72
 tanques de desfogue, 36
 TEA, 14, 17, 139, 140, 141, 142, 148, 150, 151, 152, 153, 157, 159, 191, 192, 193, 202, 215
 tecnología, 5, 10, 12, 18, 21, 28, 29, 32, 224
 TEMA, 2, 15, 106, 145
TEMPERAT, 69, 70
Temperatura Absoluta, 124
Temperatura Crítica de Compresión, 124
Temperatura de Bulbo Húmedo, 125
Temperatura de Bulbo Seco, 125
TentFcal, 72
TentFfri, 72
 teoría cinética, 124
 Teoría de Columnas de Destilación, 54
 teoría electromagnética clásica, 13

Térmico, 27, 28
Términos, Definiciones y Conceptos, 116, 123
 termodinámica, 14, 86, 219, 221, 228
 Termodinámico, 27, 28
Tf, 71
 Thiele Geddes, 52
 tiempos ociosos, 10
 tierras y alumbrado, 23
 Típicos de Instalación, 26, 27
TIPO, 71, 72
 Tipo de válvula, 240
 tipos de cambiadores, 15, 106
 topología, 51, 52
 Torre de destilación de agua T-100, 152, 158
 trabajo, 5, 10, 11, 12, 15, 17, 32, 49, 50, 86, 95, 103, 108, 114, 121, 124, 128, 135, 147, 173, 180, 183, 187, 219, 221
 transferencia de calor, 7, 9, 14, 17, 18, 28, 47, 97, 98, 99, 100, 101, 102, 103, 104, 106, 113, 219
 transferencia de masa, 7, 8, 14, 17, 27, 46, 76, 77, 113, 219, 221, 248
 transferencia de momentum, 7, 9, 14, 17, 28, 48, 100, 112, 113, 116, 219
 transporte, 27, 113
 Trincheras, 25
TsalFcal, 72
TsalFfri, 72
 TubEnc.DBF, 62, 70
 Tubería Subterránea, 25
 TubMat.DBF, 62, 70

U

UNIQUEAC, 153, 211, 213, 215, 232, 234
 Urbanización, 25

V

vacío absoluto, 123
 válvulas de aguja, 242
 válvulas de alivio, 36, 142
 Válvulas de Control, 24
 válvulas de globo, 242
 válvulas de seguridad, 24, 33, 36, 143
 Van Laar, 230, 233, 234
 velocidad de reacción, 91, 92, 93
 velocidades de reacción, 91, 92
 Ventilación, 25
VISC, 70
Viscosidad, 70, 116, 140, 141
VOL, 71
 volatilidades relativas, 83

volumen de control, 114, 115, 122

W

Wilson, 226, 228, 230, 231, 233, 234

X

Xi. 69, 71, 235

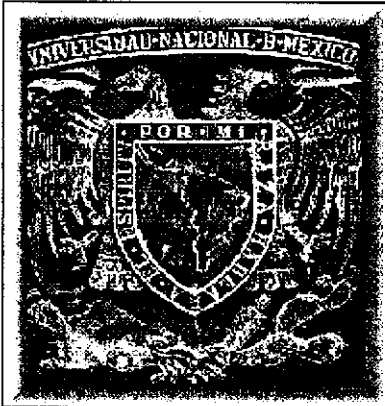
Y

Yi. 69, 71, 235

Z

zona de inestabilidad, 129
Zudkevitch Joffe, 226

00568
2



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE :

MAESTRO EN INGENIERÍA QUÍMICA

(OPCIÓN PROYECTOS)

PRESENTA:

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

MÉXICO D.F., JULIO DEL 2000

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

JURADO ASIGNADO :

PRESIDENTE : DR. CONSTANTINO ÁLVAREZ FUSTER

PRIMER VOCAL : M. en C. ALEJANDRO ANAYA DURAND

SECRETARIO : M. en C. LETICIA LOZANO RÍOS

PRIMER SUPLENTE : M. en C. ROBERTO DEL RÍO SOTO

SEGUNDO SUPLENTE : M. en C. ALFONSO DURÁN PRECIADO

SITIO EN DONDE SE DESARROLLO EL TEMA :

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO

ASESOR DEL TEMA :

DR. JULIO LANDGRAVE ROMERO

SUSTENTANTE :

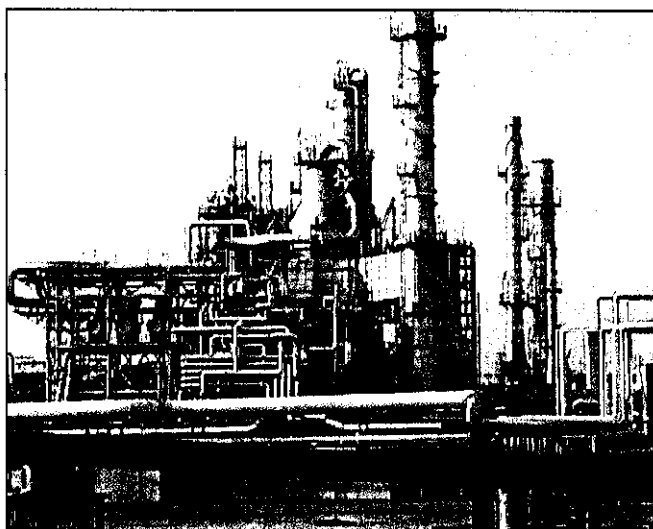
ING. LEONARDO GERMAN ACOSTA MORALES

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTE



ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

A ENRIQUETA MORALES CECAIRA

AGRADECIMIENTOS

Al **Instituto Mexicano del Petróleo (IMP)** institución oficial para la investigación y desarrollo de tecnología de PEMEX y de la industria de proceso en general, y específicamente a la **División de Ingeniería de Sistemas pertenecientes a la Gerencia de Proyectos de la Subdirección de Ingeniería**, que ha constituido la plataforma gracias a la cual se ha desarrollado el material que conforma esta TESIS, presentada por el **Ing. Leonardo Germán Acosta Morales** para obtener el grado de Maestría en Ingeniería Química (opción proyectos), en la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México.

Al **Ing. Arturo R. Rosales González** y al **Ing. Nicolás Granados Martínez**, de la División de Ingeniería de Sistemas del **IMP**, su apoyo total y el hecho de permitir concluir con éxito el desarrollo de los trabajos en las instalaciones de la Institución. De la misma manera expreso mi más sincero agradecimiento a mi colega y amigo **Ing. Raúl Abrajan Osorio**, gracias a quien fue posible mi vínculo con el instituto.

A Teresa Álvarez por una acertada y desinteresada pregunta que dio origen a las gráficas con que inicia el Capítulo II.

A mi asesor de tesis **Dr. Julio Landgrave Romero** titular de la Maestría en Ingeniería Química especialidad Proyectos, la revisión y valiosas sugerencias que permitieron concluir con éxito el presente trabajo.

Al jurado: Dr. Constantino Alvarez Fuster, M en C. Alejandro Anaya Durand, M. en C. Leticia lozano Ríos, M. en C. Roberto del Río Soto, M. en C. Alfonso Durán Preciado por sus acertados comentarios a este trabajo.

A la benemérita **Universidad Nacional Autónoma de México**, por haberme permitido crecer un poco más.

Finalmente pero no con menor intensidad vaya mi profundo agradecimiento a quien imprimiera gran belleza y perfección a las leyes que rigen la materia y la energía en el universo.

INTRODUCCIÓN

OBJETIVO

ALCANCE

I.- REVISIÓN DOCUMENTAL DE INGENIERÍA BÁSICA E INGENIERÍA DE DETALLE DEL PROCESO.

- 1.1 Ingeniería Básica (guía mínima, alcance).
- 1.2 Ingeniería de Detalle (guía mínima, alcance).
- 1.3 Diagrama de Flujo de Proceso (DFP)
- 1.4 Balance de Materia y Energía (BM&E)
- 1.5 Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI'S).
- 1.6 Plano de Localización General (PLG) y Arreglo de Equipo (Layout).

II.- DESARROLLO DE INGENIERÍA BÁSICA Y/O DE DETALLE (proceso)

2.1 Esquemas de Entrada

- Establecimiento del Sistema de Unidades A Utilizar.
- Establecimiento del Entorno de Simulación (paquete de fluido).
- Establecimiento de los Objetos del Diagrama de Flujo.
Corrientes de Materia
Corrientes de Energía
Operaciones Unitarias (equipos)
- Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso
- Revisión general de Información a través del Cuaderno de Trabajo.

2.2 Simulación de Procesos

- Ejecución de Simulaciones.
- Ejecución de Simulaciones por “Ambientes” de Cálculo:

2.3 Esquemas de Salida

- Impresión del DFP y Balances de Materia y Energía
- Impresión de Operaciones (Equipos)
- Impresión de Corrientes de Materia y Energía
- Creación de Reportes Especiales con el Administrador de Reportes

III.- VÍNCULOS CON MODELOS TRIDIMENSIONALES.

- 3.1 ¿Por qué utilizar Modelos Tridimensionales?**
- 3.2 Salida de Reporte a un Archivo de Texto.**
- 3.3 Formatos de Bases de Datos para Modelos Tridimensionales.**

IV.- ASPECTOS TEÓRICOS DE SIMULACIÓN DE PROCESOS

- 4.1 Transferencia de Masa (Columnas)**
- 4.2 Procesos con Reacción (Reactores)**
- 4.3 Transferencia de Calor (Cambiadores de Calor)**
- 4.4 Transferencia de Momentum (Bombas y Compresores)**

V.- EJEMPLO DE SIMULACIÓN

CONCLUSIONES.

ANEXOS.

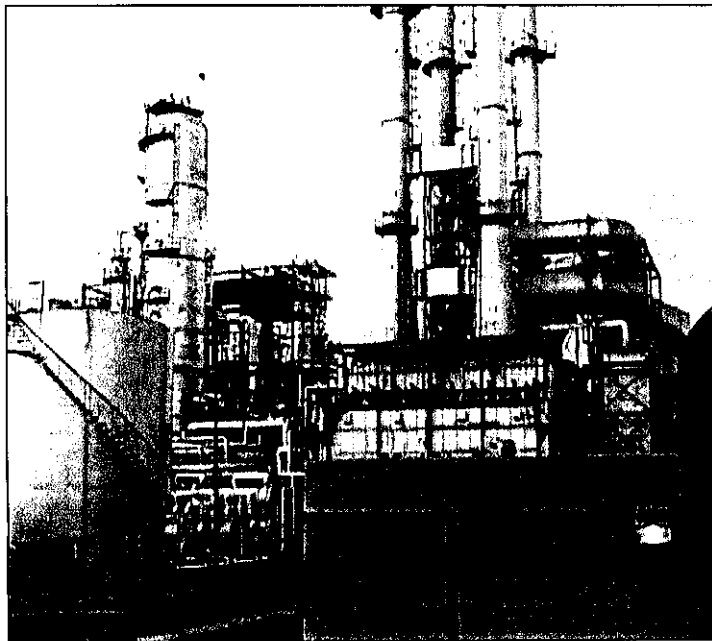
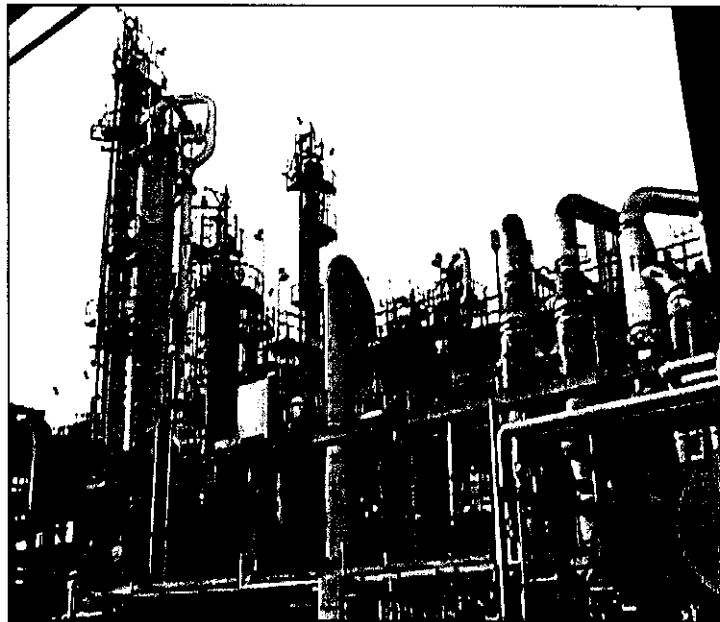
ANEXO I MODELOS DE EQUILIBRIO
ANEXO II VÁLVULAS Y TUBERÍAS

BIBLIOGRAFÍA

ÍNDICE ALFABÉTICO

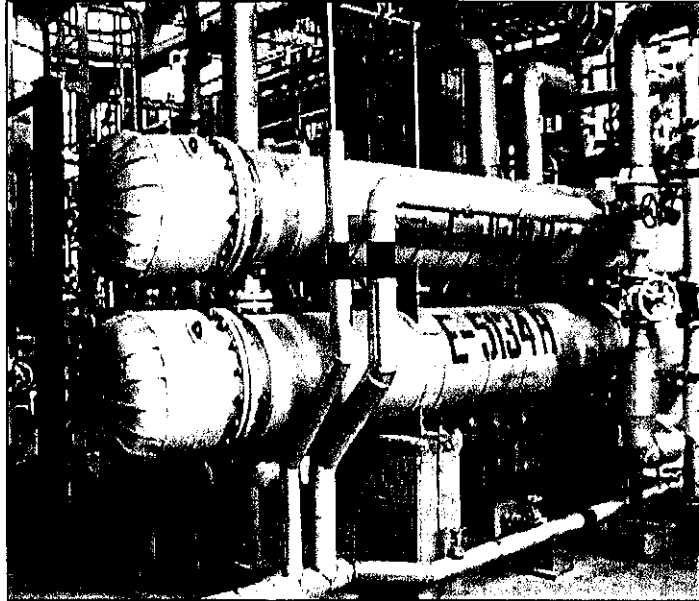
ASPECTOS TEÓRICOS DE SIMULACIÓN DE PROCESOS

**Transferencia de Masa
(Columnas)**

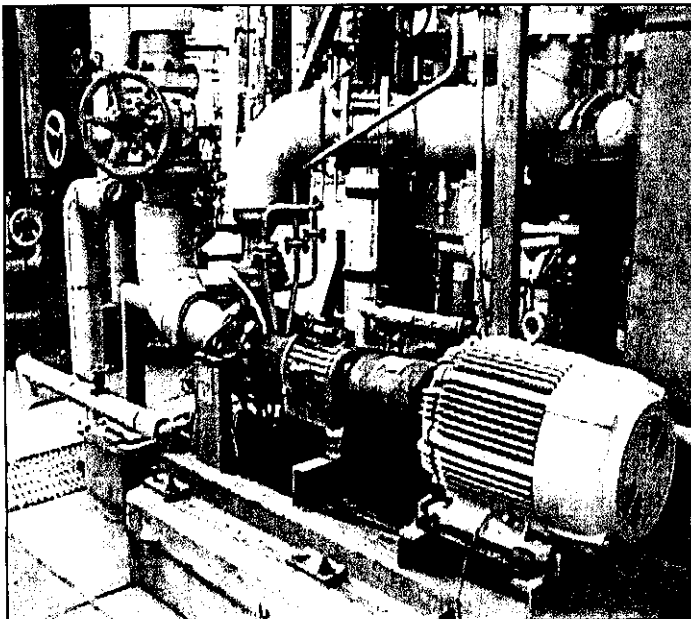


**Procesos con Reacción
(Reactores)**

**Transferencia de Calor
(Cambiadores de Calor)**



**Transferencia de Momentum
(Bombas y Compresores)**



INTRODUCCIÓN.

Cuando Pemex-Refinación decidió evaluar las ingenierías que el consorcio Conproca, S.A. de C.V. iba desarrollando y entregando a la institución sobre el proyecto de reconfiguración de la refinería de Cadereyta en Nuevo León, el volumen de información y el ritmo de revisión requerido que representaban estos trabajos se convirtieron en tareas sumamente arduas y prácticamente inasequibles con la plantilla de ingenieros con que se contaba.

Cumplir con el ritmo de evaluación mencionado requirió la contratación de una gran cantidad de ingenieros que de manera manual llevaran a cabo las evaluaciones.

Esta perspectiva interna de las formas de trabajo de "*Petróleos Mexicanos, PEMEX*", y particularmente de la Subdirección de Proyectos de Pemex-Refinación, ha dado origen al presente trabajo que pretende hacer una aportación que mueva al cambio para desechar antiguas formas de trabajo y adquirir una dinámica que tienda a optimizar el desarrollo de la ingeniería, para garantizar con esto que las plantas de PEMEX y de la industria química, petroquímica y de proceso sean diseñadas y construidas con tecnología de punta y obedeciendo las más estrictas normas de calidad y protección al medio ambiente.

Implementar una filosofía de ingeniería integral y concurrente (integral porque cubre la totalidad de las especialidades de la ingeniería y concurrente porque concatena a estas especialidades de manera simultánea) que permita sistematizar y desarrollar ingenierías básicas y de detalle de plantas nuevas y de modernizaciones o modificaciones de plantas existentes puede constituirse como el medio tecnológico que provoque el cambio.

El enfoque tradicional de desarrollar la ingeniería exige que ciertas especialidades concluyan sus actividades para poder dar inicio a otras que requieren información de las primeras para llevarse a cabo. Esta manera secuencial demanda una gran cantidad de tiempo para la ejecución del proyecto además de no poder evitar tiempos ociosos en el desarrollo de la ingeniería del proyecto.

La ingeniería integral y concurrente vincula a las diferentes especialidades permitiendo que la información fluya de manera recurrente a todos los lugares en donde se hayan presentado cambios, manteniendo actualizado

todo el ambiente. De esta forma es posible trabajar de manera simultánea mediante modelos, con la conciencia de que cualquier cambio puede llevarse a cabo de manera muy rápida en todas las especialidades afectadas y entonces tener la capacidad de trabajar de manera paralela.

Lo anterior redundaría en un ahorro de tiempo y dinero al poder ejecutar diversas actividades de especialidades distintas de la ingeniería a la vez, ya que al contar con formas o modelos predefinidos es posible efectuar ensayos preliminares que posteriormente serán actualizados con la información real de los otros modelos, llevándose así un proceso de flujo de información cíclico y concurrente.

Esta forma de trabajo se asemeja a la manera de operar de las ciencias formales en las que una vez establecido un modelo o forma es posible vaciar diferentes contenidos para obtener resultados equivalentes, así por ejemplo en el caso de los fenómenos de transporte, la matemática sugiere solamente una ecuación diferencial general que se aplica lo mismo para transferencias de masa, calor y momentum.

En la ingeniería integral y concurrente se pueden establecer las formas tales que al vaciar información nueva o corregida se efectúen los cálculos necesarios para actualizar el sistema.

La simulación de procesos y la construcción de modelos tridimensionales son herramientas capaces de cumplir con los más estrictos requerimientos de la ingeniería integral y concurrente, al tiempo que reducen la brecha entre las etapas de ingeniería y construcción.

Los simuladores de proceso por su parte han representado un gran paso en la evolución de los sistemas de cálculo de ingeniería, siendo estos el medio para llegar a obtener un diseño óptimo de los procesos, agilizando los tiempos de desarrollo y evaluación, permitiendo predecir el comportamiento de las variables para mantenerlas dentro de las normas de protección al medio ambiente natural, que hoy tan deteriorado por los procesos del pasado, exige una tregua para propio beneficio de la humanidad.

Existen empresas que han desarrollado tecnologías para la producción de bienes y servicios satisfactorios de las comunidades humanas y que han representado un ingrediente indispensable para el desarrollo económico y

social de las mismas. Estas empresas con décadas de investigación ofrecen tecnologías que si bien es cierto es difícil mejorar, no es imposible.

No obstante lo anterior, en un afán de no andar camino andado, en el país se compra tecnología (como es el caso de paquetes de ingeniería básica) para la construcción de plantas nuevas. Sin embargo, cuando se requiere la modificación o modernización de alguna planta existente, voltear la vista a los tecnólogos resulta sumamente costoso por lo que es en ese campo en donde cabe desarrollar ingeniería propia.

En el diseño, construcción y puesta en marcha de plantas de proceso la ingeniería juega un papel preponderante como piedra angular en torno a la cual giran la etapa de compra de equipo y materiales y la etapa de construcción, aunque paradójicamente la ingeniería sea la etapa más barata de todas.

Dentro de las diferentes especialidades de la ingeniería de detalle, la ingeniería de procesos es usualmente la especialidad que marca la pauta para el diseño de los equipos en general.

Se puede entender la ingeniería de procesos como una extensión natural de la ingeniería básica, en la ingeniería de detalle. Existen ciertos documentos que a su vez representan la parte medular de la ingeniería de procesos, a saber:

Descripción del proceso, diagrama de flujo de proceso (DFP), balance de materia y energía (BM&E), diagrama de tubería e instrumentación (DTI) de proceso, plano de localización general (PLG), arreglo de equipo (Layout).

Por lo anterior se ha dado especial atención a estos documentos y dentro del cuerpo de los capítulos han sido referidos de manera explícita.

El presente trabajo se desarrolla a la luz de una nueva filosofía de diseño y construcción de plantas y cubrirá el aspecto de simulación para el desarrollo de ingeniería básica y de detalle (especialidad proceso), sin perder de vista que esto representa una parte de esta filosofía en donde la elaboración de modelos tridimensionales, alimentados de las diferentes fuentes de información de ingeniería básica y de detalle, constituye la parte complementaria que por sí sola representa material suficiente para otro tema de tesis.

Así pues se da inicio a este documento con el capítulo I en donde se presentan los puntos de mayor relevancia para llevar a cabo una revisión documental de la ingeniería básica y de detalle del proceso haciendo énfasis en los documentos de ingeniería arriba mencionados, el capítulo II muestra la manera en que se debe desarrollar la ingeniería básica y/o de detalle haciendo uso de las herramientas modernas de simulación¹, especificando las formas de entrada de la información y describiendo la forma detallada en que, de manera sistemática, debe ser llevada a cabo la simulación para las diferentes operaciones o procesos unitarios.

En el capítulo III se presenta una propuesta de las formas de salida de información que permitirán establecer conexión con modelos tridimensionales. La experiencia ha revelado que el puente que existe entre la ingeniería y la construcción de una planta es a menudo difícil de transitar ya que desde el escritorio de diseño de ingeniería se tiene una perspectiva distinta que desde un punto situado en el campo y viceversa, desde un punto situado en el campo no se tiene la visión del diseño teórico. Los modelos tridimensionales y los simuladores en general, representan un sólido puente que permite un acercamiento y por ende un entendimiento mejor al conjuntar ambas perspectivas en una etapa en la que es posible hacer cambios en ingeniería que aún no repercuten en la construcción reduciéndose de esta manera enormemente los costos debido a correcciones anticipadas.

Dada la naturaleza de los procesos de simulación se ha vuelto imperativo incluir en el texto el capítulo IV (1,2,3,4) sobre algunos de los aspectos teóricos más importantes para la comprensión tanto de los fenómenos a simular como de los resultados obtenidos.

De acuerdo a los modelos de la ciencia actual, se podría decir que casi cualquier fenómeno de la naturaleza a bajas velocidades² puede ser explicado en términos de radiación (teoría electromagnética clásica y mecánica ondulatoria) o masa (mecánica clásica y mecánica cuántica).

Existen ramas de la ciencia que históricamente se han desarrollado de manera independiente a las grandes teorías universales, sin embargo, a través del tiempo han encontrado un lugar en ese modelo general, tal es el caso de la

¹ Se han soportado los procesos con el simulador de adquisición más reciente en el Instituto Mexicano del Petróleo.

² A velocidades cercanas a la velocidad de la luz es necesario aplicar las correcciones relativistas pertinentes a cada modelo matemático

termodinámica y los fenómenos de transporte cuyo principio fue eminentemente empírico, sin embargo, estos principios fueron evolucionando hasta alcanzar un lugar en los grandes modelos teóricos a través de la mecánica estadística.

Muchos de los fenómenos que se llevan a cabo en los procesos industriales siguen los esquemas de estas ramas. Así, los procesos de transferencia de masa, calor y momentum obedecen las teorías de los fenómenos de transporte, en tanto que los cambios energéticos en reacciones químicas se rigen por las leyes de la termodinámica y la cinética química.

Por propia experiencia con el simulador de procesos se ha introducido el capítulo IV en un afán de evitar tener que hacer constantes consultas en diversas fuentes sobre fenómenos de transferencia de masa, cinética química, transferencia de calor, transferencia de momentum (mecánica de fluidos), termodinámica, etc. No se ha pretendido agotar cada tema, en cambio se han tocado los aspectos teóricos de mayor interés orientados al uso del simulador, que en mi opinión son los necesarios para entender su aplicación.

Cabe hacer notar que los algoritmos teóricos y empíricos que respaldan los procesos ejecutados por el simulador deben ser entendidos en una etapa previa al desarrollo de las simulaciones. Esto es de especial importancia ya que permite tener una visión profunda de los procesos industriales y en consecuencia un criterio adecuado para evaluar los resultados.

Se han introducido recuadros denominados cápsulas en donde se ha colocado texto que a veces versa sobre aspectos teóricos o a veces sobre el tema que se trata en ese momento, con el objeto de dar cadencia a la lectura evitando distraer la atención del tema principal pero permitiendo tener a la mano información adicional.

En el capítulo V se ha incluido un ejemplo completo de simulación. Con esto lo que se pretende es enmarcar en un contexto general del desarrollo de un proyecto la simulación de procesos, resaltando la importancia que ésta tiene como piedra angular en torno a la cual giran las diversas disciplinas de la ingeniería, la procura de equipos, la construcción y puesta en marcha de la planta. El ejemplo incluido corresponde al desarrollo de los trabajos de ingeniería para la construcción de una planta de etanolaminas (MEA, DEA y TEA) producidas a partir de óxido de etileno y amoníaco acuoso. Este

ejercicio representa una extensión del trabajo desarrollado por el autor como tesis de licenciatura.

Las figuras que se presentan corresponden a salidas originales del simulador y son específicas del ejemplo de etanolaminas, lo mismo que todos los reportes de salida a archivos de texto. Por otro lado las bases de datos en formato DBF han sido preparadas a partir de los archivos de texto previamente mencionados.

Las fotos de equipos incluidas fueron tomadas en diversas refinerías y plantas de proceso, la foto de rayos solares en el bosque fue tomada en el Bosque de Chapultepec de la Ciudad de México.

Se reprodujeron escasas figuras³ de algunos textos solamente cuando fue estrictamente necesario para la claridad de la exposición y en estos casos se hizo referencia al texto correspondiente.

En alguna información se incluyó el nombre de una empresa virtual denominada ITEPSA, como en el caso de las hojas de datos, planos y algunos reportes.

³ Se reprodujeron las figuras 4.2 de la referencia No.2 y la de tipos de cambiadores de calor TEMA de la referencia No.7, por otro lado se copió la figura correspondiente a los tipos de válvulas de la referencia No.10.

OBJETIVOS

Establecer el alcance de la ingeniería básica y de detalle de plantas químicas y de procesos como una guía mínima mediante una revisión documental, con el propósito de contar con la información suficiente para efectuar simulaciones de proceso en el **desarrollo y/o evaluación de las ingenierías básicas y de detalle**, con el soporte teórico adecuado, de manera sistemática, confiable y rápida.

Sentar las bases de una metodología de ingeniería integral y concurrente mediante el establecimiento de los esquemas de entrada, simulación sistematizada, y los esquemas de salida haciendo uso de herramientas modernas de simulación.

Establecer al mismo tiempo un estrecho vínculo entre las etapas de ingeniería y construcción a través de documentos desarrollados con la ayuda de las mencionadas herramientas de simulación, reduciendo costos y tiempos de ejecución y eliminando errores, a saber:

- Diagramas de flujo de proceso DFP
- Balances de materia y energía BM&E
- Diagramas de tubería e instrumentación DTI's
- Plano de localización general PLG
- Arreglo de equipo Layout
- Especificaciones de equipo
- Hojas de datos, etc.

Desarrollar salidas del simulador al modelo tridimensional inteligente en bases de datos relacionales conformando lo que se conoce como:

- Biblioteca electrónica (formatos DBF de bases de datos)

Todo lo anterior con el propósito de crear un sistema de trabajo en la ingeniería que permita economizar costo y tiempo al facilitar la ejecución de las diferentes especialidades de manera simultánea y garantizando asimismo una calidad en la ingeniería y construcción de plantas de proceso, permitiendo además homogeneizar y normalizar el conocimiento de la ingeniería.

ALCANCE

Se incluye en el presente trabajo una revisión general de la ingeniería básica y de detalle de procesos, para contar con el soporte necesario al ejecutar de manera sistemática simulaciones de equipos. Se le ha dado al desarrollo de las simulaciones el siguiente orden:

Procesos de Transferencia de Masa⁴.
Procesos con Reacción Química.
Procesos de Transferencia de Calor.
Procesos de Transferencia de Momentum.

Se hace un análisis de los procesos y de la información para:

- Definir los **ESQUEMAS de ENTRADA** al simulador,
- Procesar la mencionada información mediante una **SIMULACIÓN SISTEMATIZADA**,
- Presentar resultados de manera gráfica y electrónica a través de los **ESQUEMAS DE SALIDA**.

En el presente trabajo se contemplan ejemplos de simulación de los equipos de una planta para la producción de etanolaminas (MEA, DEA y TEA) a partir de óxido de etileno y amoniaco acuoso que es una extensión del trabajo desarrollado por el autor como tesis de licenciatura. Se procuró cubrir los puntos arriba mencionados de acuerdo a lo que a continuación se indica:

Destilación para el caso de transferencia de masa; equipos de intercambio de calor para los procesos de transferencia de calor, y bombas para el caso de transferencia de momentum, ya que son los casos más comunes y más representativos, es decir, el resto de los equipos de procesos requieren un tratamiento similar. Se incluye asimismo un ejemplo sencillo del reactor.

Las simulaciones desarrolladas se han corrido con un simulador que ofrece acceso a amplias bases de datos y métodos de regresión de los mismos, datos

4

- **Procesos de Transferencia de Masa.-** Destilación, absorción, extracción y secado entre otros. Procesos llevados a cabo en columnas de destilación, absorción, extracción, así como en secadores.
- **Procesos con Reacción Química.-** Llevados a cabo en reactores, continuos y de tipo lotes.
- **Procesos de Transferencia de Calor.-** Procesos de intercambio de calor llevados a cabo en los condensadores, enfriadores, calentadores, hervidores, evaporadores, hornos, etc.
- **Procesos de Transferencia de Momentum.-** Procesos regidos por la mecánica de fluidos y que se llevan a cabo en bombas, compresores y turbinas.

termodinámicos, tecnología de punta en modelos de destilación / absorción / extracción / secado, modelos de transferencia de calor, simulación de procesos de polimerización y reacciones en general, llevando a cabo análisis de procesos en régimen permanente y dinámico.

Los esquemas de salida se presentan en formatos de bases de datos (archivos DBF) para vincularse con los modelos tridimensionales inteligentes y de esta manera reducir la brecha entre la ingeniería y la construcción de plantas.

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO I

REVISIÓN DOCUMENTAL DE INGENIERÍA BÁSICA E INGENIERÍA DE DETALLE DEL PROCESO

**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTE

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

I.- REVISIÓN DOCUMENTAL DE INGENIERÍA BÁSICA E INGENIERÍA DE DETALLE DEL PROCESO.

El punto de partida para efectuar simulaciones de procesos es una revisión del proceso mismo a través de la Ingeniería Básica y en ocasiones de la Ingeniería de Detalle, con lo que se obtiene la información suficiente para ser alimentada al modelo de simulación. Adicionalmente es recomendable obtener información real del proceso en cuestión, mediante levantamientos en campo cuando así se requiere.

Si bien es cierto que la simulación de procesos está íntimamente relacionada con la ingeniería de procesos no solamente esta disciplina es necesario revisar, en cambio es necesario tener una visión global de todo el proceso y esta es la razón por la que es conveniente contar con la totalidad de la ingeniería básica de ser posible.



Ingeniería.

Lo que a continuación se expone es una forma práctica de definir la ingeniería observando al mismo tiempo aspectos teóricos necesarios para darle un carácter formal y un enfoque universal.

Cuando el conocimiento científico es aplicado a la producción de bienes y servicios encaminados a satisfacer las necesidades de una sociedad, este conocimiento se vuelve tecnología. La ciencia produce conocimiento teórico o empírico y la Ingeniería basada en ese conocimiento produce tecnología.

Así la ingeniería es la disciplina del conocimiento humano capaz de transformar recursos en satisfactores de la sociedad.

Se ha clasificado la ingeniería para efectos del desarrollo de un proyecto en ingeniería básica y de detalle.

INGENIERIA BASICA

Es el conocimiento científico fundamental que se encuentra contenido en alguna de las diferentes figuras de propiedad industrial como patentes de invenciones, modelos, diseños y secretos industriales, "know how", marcas, denominaciones de origen, equipos o una agrupación de cualquiera de esas figuras en lo que se ha denominado paquete tecnológico.

La ingeniería básica contiene cantidades, diagramas y dibujos, ensayos, pruebas, estadísticas, datos experimentales, fórmulas, modelos, cálculos, descripciones, especificaciones, procedimientos, normas, equipos, herramientas, etc. con los cuales es posible llevar a cabo la transformación de recursos en bienes y/o servicios.

Lo anterior se condensa generalmente para proyectos de plantas de proceso en documentos de ingeniería como: descripción del proceso, balance de materia y energía (BM&E) de proceso y servicios, diagrama de flujo de proceso (DFP), diagrama de tubería e instrumentación (DTI), plano de localización general (PLG) y plano de arreglo de equipo (Layout), principalmente.

INGENIERÍA DE DETALLE

La instalación de dispositivos y procesos productivos capaces de transformar los recursos en bienes y/o servicios con lo especificado por la ingeniería básica, requiere la intervención de diversas especialidades de la ingeniería que aportan conocimiento de dominio universal y que se han denominado Ingeniería de Detalle, estas especialidades o disciplinas de la ingeniería son: Ingeniería de Proceso, Ingeniería Civil, Ingeniería Mecánica, Ingeniería Eléctrica, Ingeniería de Instrumentación y Control e Ingeniería de Tuberías.

Ingeniería de Proceso.- Esta disciplina es una extensión de la ingeniería básica en donde se desarrollan los documentos contenidos en ésta, en un nivel mayor de detalle o adaptados a las características particulares del proyecto y su localización. Así, se retroalimentan y ajustan documentos como DFP, BM&E, DTI, PLG precisando detalles, además de desarrollar completamente algunos otros como las especificaciones de equipos y sus correspondientes hojas de datos,

especificaciones de tubería y dimensionamiento de la misma, especificaciones de instrumentos, índice de líneas e instrumentos, balance general de servicios, etc.

Ingeniería Civil.- Encargada del cálculo de cimentaciones de equipo, estructuras y edificios, estudios de mecánica de suelos, construcción de edificios de proceso de concreto y estructura, edificios para oficinas, aire acondicionado y calefacción, arquitectura, calles, drenajes y urbanización en general.

Ingeniería Mecánica.- Encargada del diseño mecánico de equipos estáticos como recipientes incluyendo torres y sus internos, reactores y sus internos, tanques de almacenamiento, cambiadores de calor, diseño de tuberías y válvulas, etc., y por otro lado el cálculo del equipo rotodinámico como bombas, compresores y turbinas, entre otras cosas.

Ingeniería Eléctrica.- Es la especialidad de la ingeniería involucrada con el cálculo de la demanda de potencia de acuerdo a los equipos de proceso, balance de cargas, sistema de distribución general de fuerza y control, tierras y alumbrado, diagrama unifilar, etc

Ingeniería de Instrumentación.- Esta especialidad de la ingeniería de detalle determina la filosofía de control del proceso, se encarga de la elaboración de documentos como: índice de instrumentos, especificación de los mismos, diagramas lógicos de control, especificaciones del sistema de control distribuido (SCD), especificaciones del sistema de control avanzado (SCA), especificaciones del sistema de paro de emergencia (SPE), entre otras cosas.

Ingeniería de Tuberías.- Esta especialidad se encarga del cálculos de tuberías como análisis de esfuerzos y flexibilidad, dimensionamiento de líneas de acuerdo a las condiciones de proceso (compartiendo responsabilidad con procesos), por otro lado también se encarga de la elaboración de isométricos y volumetría para construcción (MTO).

A continuación se presenta una lista de verificación tanto de la Ingeniería Básica como de la Ingeniería de Detalle. Estas listas contienen los puntos mínimos que deben ser considerados, sin embargo, no es limitativa y atendiendo a las características del proceso puede variar.

1.1 Ingeniería Básica (guía mínima, alcance).

- Bases de Diseño.
- Descripción de Proceso.
- Diagrama de Flujo de Proceso.
- Balances de Materia y Energía de Proceso.
- Diagrama de Balance de Servicios Auxiliares.
- Plano de Localización General (PLG / Plot Plan).
- Arreglo de Equipo (Layout) preliminar.
- Lista de Equipo.
- Hojas de Datos de Equipo de Proceso Crítico y/o Mayor.
- Diagramas de Tubería e Instrumentación de Proceso.
- Diagramas de Tubería e Instrumentación de Servicios Auxiliares.
- Índice de Líneas de Proceso y Servicios Auxiliares.
- Especificaciones de Tubería de Proceso y Servicios Auxiliares.
- Hojas de Datos de Sistema de Relevo (liberación) de Presión (Tanque de Desfogue, Quemador, Válvulas de Seguridad y de Alivio).
- Diagrama de Tubería de Instrumentación del Sistema de Relevo (liberación) de Presión.
- Índice de Instrumentos.
- Diagramas Funcionales de Instrumentación.
- Hojas de Datos de Instrumentos.
- Especificaciones de Instrumentos.
- Hojas de Datos de Válvulas de Control.
- Circuitos Lógicos de Control.
- Diagramas Lógicos de Control.
- Especificaciones del Sistema de Control Distribuido.
- Especificaciones del Sistema de Control Avanzado.
- Especificaciones del Sistema de Paro de Emergencia.
- Diagramas Unifilares.
- Seguridad y protección al Medio Ambiente.
- Filosofía de Operación.
- Manual de Operación.
- Planos de Notas Generales y Simbología.
- Especificaciones Generales y Códigos y Normas de Ingeniería.

1.2 Ingeniería de Detalle (guía mínima, alcance).

- **Proceso**

- Lista de Equipo Definitiva.
- Diagramas de Tubería e Instrumentación DTI's definitivos
- Balance General de Servicios Auxiliares
- Diagramas de Tubería e Instrumentación Servicios Auxiliares definitivos
- Hojas de Datos de Equipo Menor y de Servicios Auxiliares
- Índice de Líneas de Proceso definitivo
- Índice de Líneas de Servicios Auxiliares definitivo
- Plano de Localización y Elevaciones.- Con dimensiones definitivas de los equipos, tuberías, soportería y las consideraciones pertinentes sobre la normatividad para mantenimiento y seguridad.

- **Diseño Civil.**

- Especificaciones Civiles
- Plano de Localización general
- Plano de Nivelación
- Plano de Pavimentos
- Estudio de Mecánica de Suelos
- Plano de Pilotes
- Planos de Cimentaciones
- Planos de Tubería Subterránea, Drenaje y Trincheras para Cableado.
- Perfiles de Edificios con Localización de Equipo y Detalles de Cargas y Esfuerzos.
- Planos Estructurales
- Planos Civiles y Arquitectónicos de Edificios para Oficinas
- Planos de Urbanización
- Epecificaciones de Ventilación y Aire Acondicionado
- Plano del sistema Hidrosanitario
- Volumen de Obra

- **Diseño Mecánico.**

- Recipientes atmosféricos
- Recipientes a presión incluidas torres y reactores
- Cambiadores de calor
- Bombas

- Compresores
- Turbinas
- Estructuras de equipo

- **Diseño Eléctrico.**
 - Especificaciones Eléctricas
 - Listado de Equipo Eléctrico
 - Memoria de Cálculo Incluyendo demanda de potencia, corto circuito, sistemas de tierras, coordinación de protecciones, alumbrado, etc.
 - Balance de Cargas
 - Diagrama Unifilar (Alta y Baja Tensión)
 - Diagramas Esquemáticos de Control y Alumbrado
 - Rutas de Cableado y Arreglos (Alta y Baja Tensión)
 - Diagrama de Distribución General de Fuerza y Control (Alta y Baja Tensión)
 - Sistemas General de Tierras y Pararrayos
 - Sistemas de Alumbrado Normal y de Emergencia
 - Diagramas de clasificación de Áreas Incluyendo vista en planta, y vistas de secciones transversales y logitudinales.
 - Subestación Eléctrica
 - Sistema Ininterrumpible de Suministro de Energía (voltaje regulado)
 - Sistemas de Protección Eléctrica
 - Típicos de Instalación para Fuerza, Control, Alumbrado y Tierras
 - Arreglo de Capacitores para Factor de Potencia (no menor de 0.9)
 - Requisiciones de Equipo y Materiales

- **Diseño de tubería.**
 - Dimensionamiento
 - Índice de Líneas de Proceso
 - Índice de Líneas de Servicios
 - Análisis de Esfuerzos / Soportería
 - Especificaciones de Tubería
 - Normas de Tubería
 - Sistema de desfogue
 - Arreglo General de la Planta
 - Isométricos (incluida la lista de materiales)
 - Dibujos de Planta y Elevaciones
 - Cortes y Detalles

- **Diseño de Instrumentación y Control.**
 - Descripción General del Control del Proceso
 - Índice de Instrumentos
 - Memorias de Cálculo
 - Hojas de Datos
 - Especificaciones
 - Típicos de Instalación
 - Diagramas de Lazos
 - Diagramas de Conexión Punto a Punto
 - Diagramas de Localización
 - Rutas de Señalización
 - Diagramas Lógicos de Control
 - Cédulas de Cables y Conduit
 - Dibujos de Fabricante
 - Diagrama de red de Aire para Instrumentos
 - Especificación del Sistema de Control Distribuido
 - Especificación del Sistema de Control Avanzado
 - Especificación del Sistema de Paro de Emergencia
 - Especificación del Sistema Contra Incendio
 - Arquitectura General de los Sistemas de Control
 - Diagramas Funcionales de Control
 - Códigos y Normas Usados
 - Instructivo de Operación
 - Requisiciones de Equipo y Materiales

A continuación se presenta lo que debe considerarse como memoria de cálculo en el diseño de equipo, siguiendo una clasificación de acuerdo al fenómeno de transporte al que pertenece y su correspondencia a ingeniería básica (IB) o a ingeniería de detalle (ID)

- **Equipo de Transferencia de Masa (memoria de cálculo).**
 - Diseño Termodinámico de Torres (IB)
 - Diseño Hidráulico de Internos de Torres (ID)
 - Diseño Mecánico de Torres (ID)
 - Diseño Térmico de Torres (IB)
 - Diseño Termodinámico de Secadores (IB)

Cápsula 1.1 Consideraciones de Diseño de Equipo.

Es necesario considerar en el diseño de cada equipo lo siguiente:

- Memorias de Cálculo
- Hojas de datos de equipo
- Especificaciones de equipo
- Dibujos y planos
- Plano de aprobación de la StyPS (para equipos sujetos a presión)
- Partes de Repuesto
- Requerimientos para la Instalación
- Programa de mantenimiento
- Certificado de Fabricación
- Requisiciones de equipo y materiales

- Diseño Termodinámico de Humidificad (IB)
- Diseño Mecánico de Secadores (ID)
- Diseño Mecánico de Humidificadores (ID)
- **Equipo de Reacción (memoria de cálculo).**
 - Diseño Termodinámico del Reactor (IB)
 - Diseño Hidráulico del Reactor (ID)
 - Diseño Mecánico del Reactor (ID)
 - Diseño Térmico del Reactor (IB)
- **Equipo de Transferencia de Calor (memoria de cálculo).**
 - Diseño Térmico de Intercambiadores de Calor (IB)
 - Diseño Hidráulico de Intercambiadores de Calor (ID)
 - Diseño Mecánico de Intercambiadores de Calor (ID)
- **Equipo de Transferencia de Momentum.**
 - Diseño Sistemas de Bombeo (ID) Con el flujo a manejar o gasto, la carga dinámica total (CDT), el NPSH adecuado y de acuerdo a presiones de succión y de descarga, la distribución de los arreglos de tubería, localización de equipos y a lo especificado por la tecnología.
 - Diseño Sistemas Neumáticos (ID) Considerando la relación de compresión adecuada en base a los requisitos de aire de proceso e instrumentación y a los diferentes arreglos de tubería y localización de equipos.

1.3 Diagramas de Flujo de Proceso (DFP).

Este diagrama representa gráficamente cada proceso unitario y cada operación unitaria del proceso general para la obtención de productos partiendo de las materias primas tal y como se indica en la tecnología seleccionada, por lo que representa el primer documento tangible de la Ingeniería Básica.

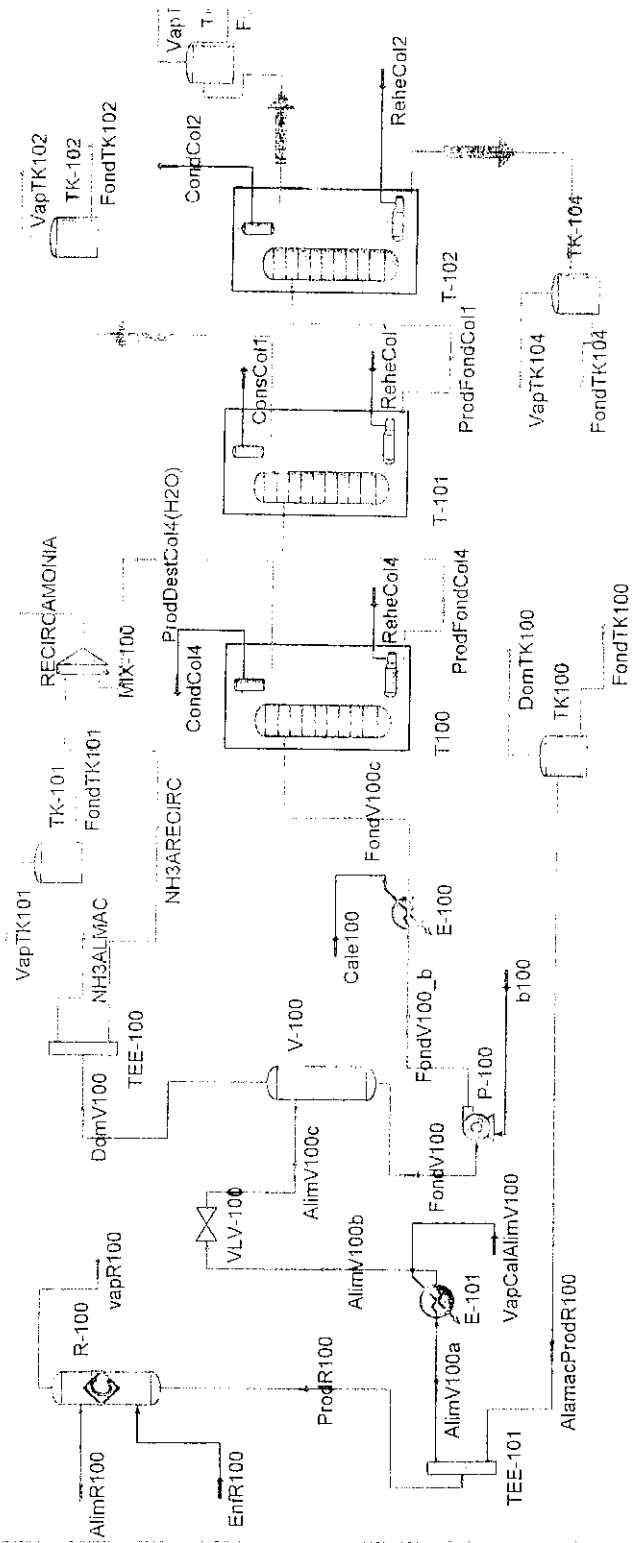
En este diagrama se especifican los equipos críticos y/o mayores de proceso de manera gráfica con identificación y simbología de aceptación universal (digamos simbología ISA) con notas sobre las especificaciones de cada equipo, se especifican las líneas de proceso o corrientes principales de materia, así como también las corrientes de energía. Se debe dedicar un espacio para la lista de equipo y notas generales y en ocasiones un espacio para el balance de materia y energía, cuando este ya ha sido concluido.

En este diagrama no se especifican instrumentos y tuberías

De este diagrama parten documentos igualmente importantes como el balance de materia y energía (BM&E) , el diagrama de tuberías e instrumentación (DTI) y el plano de localización general (PLG) que en conjunto representan la esencia de lo que es la ingeniería básica del proceso.

En la página siguiente se muestra el DFP obtenido para el proceso de producción de etanolaminas a partir de óxido de etileno y amoniaco acuoso.

DFP ETANOLAMINAS



LGAM

1.4.- Balance de Materia y Energía (BM&E).

MATERIA

Cuando se habla de materia, el sentido común sugiere una entidad o “cuerpo” con características tangibles, es decir, características como masa, volumen, densidad, tamaño, etc. El diccionario define la materia como: substancia extensa, impenetrable, divisible y susceptible de toda clase de formas.

La ciencia actual propone un modelo para explicar la **MATERIA** como un conjunto de partículas dispuestas en arreglos determinados y sujetas a interacciones entre ellas, estos arreglos se juntan con otros, obedeciendo ciertas reglas, para formar entidades más grandes y estos a su vez se agrupan para formar otras aún más grandes hasta llegar a constituir substancias macroscópicas, es decir, substancias que los sentidos humanos son capaces de percibir directamente.

La mecánica cuántica es la teoría que permite explicar, mediante ciertas reglas, la interacción entre partículas en términos de campos de materia y gracias a esta teoría se ha podido entender el comportamiento de partículas al nivel de lo que hoy se conoce como atómico y molecular.

ENERGÍA

Por su parte el término **ENERGÍA** surge históricamente como un artificio matemático para resolver problemas de la dinámica de una partícula en la mecánica clásica, en donde para poder resolver la ecuación de movimiento se disponía de la fuerza como función del tiempo y lo que se requería era conocer la fuerza como función de la

ITEPSA,		Case Name:			
D:\Uyprotech\RESYS.Process\CASES\29may08.HSC					
Calgary, Alberta,		Unit Set: Field			
CMADR,		Date/Time: Mon Aug 10 17:54:52 2008			
Case (Main) (Workbook): All Pages					
Workbook: Case (Main)					
Material Streams					
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Vapor Flow (t/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Vapor Flow (t/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Mass	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)	ProdRateColl (t/hr)
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000	4.0000
Temperature (T)	127.0	127.0	127.0	127.0	127.0
Pressure (Pa)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (kmol/hr)	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00
Liquid Volume Flow (m ³ /hr)	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Molar Flow (kmol/hr)	4.0000				

posición, que es precisamente lo que se deseaba resolver. El término energía resulta ser entonces lo que nos permite salir de este aparente círculo vicioso.

Existen muchos otros arreglos de variables que han surgido de manera similar y que se han convertido en variables físicas de gran utilidad para la ciencia y la tecnología, entre los más importantes se encuentran: el momentum lineal, el momentum angular, el trabajo, etc.

Así, la energía encuentra aplicación no solamente en la resolución de problemas relacionados con la dinámica de partículas, surgen los principios de conservación de esta variable y en conjunto con los principios de conservación de materia dan origen a la enorme cantidad de ecuaciones que permiten resolver una gran diversidad de problemas en las diferentes ramas¹ del conocimiento humano y aún de la vida cotidiana.

Entonces, el *BALANCE de MATERIA y ENERGÍA* es la aplicación de los principios de conservación, a las corrientes del diagrama de flujo de proceso (DFP) para determinar sus características físicas y químicas, composiciones, flujos másicos y volumétricos, etc.

Llevar a cabo los balances de materia y energía de procesos completos, se ha convertido en una especialidad de la ingeniería, por lo que es importante sentar los conceptos básicos sobre los que se sustenta: **Estructura de la Materia y la Energía, Grados de Libertad del Sistema y Bases de Cálculo.**

Estructura de la Materia y la Energía.- La mecánica cuántica-ondulatoria, la mecánica estadística y la relatividad general han sentado las bases de la estructura de la materia y la energía. Con los modelos sugeridos por estas teorías se ha desarrollado la tabla periódica que es la base para establecer la estequiometría de las reacciones químicas.

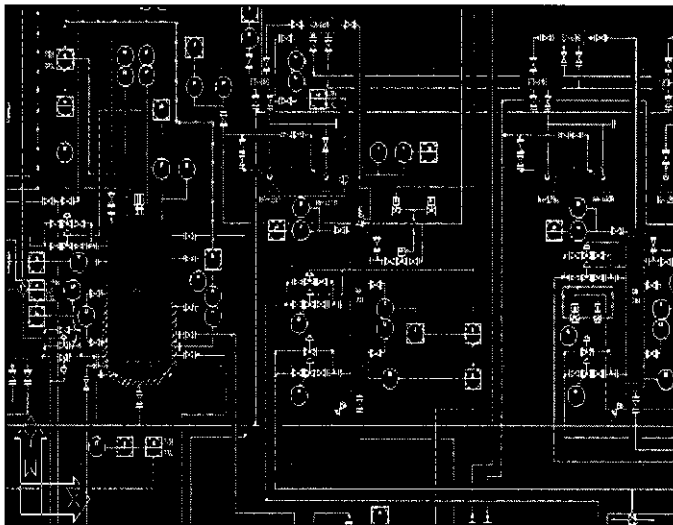
Grados de Libertad.- Es el balance de ecuaciones y variables del proceso que permite saber si el problema está completamente definido, sobreespecificado o requiere de una especificación adicional (ver Cápsula No.3 Cap.II).

Bases de Cálculo.- Es la variable o variables a las que se les asigna un valor para iniciar el cálculo del sistema completo.

¹ Otra muestra, relacionada con los temas que nos ocupan, del gran potencial y utilidad de estos principios de conservación de materia y energía se hace patente en el cálculo y diseño de torres de destilación y absorción en donde se determinan las principales variables del equipo mediante balances de materia y energía en las secciones de enriquecimiento, en la sección de agotamiento y en el plato de alimentación (ver Cap. IV Columnas).

1.5 Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI'S).

Estos diagramas deben ser contruidos de acuerdo a la Ingeniería Básica del tecnólogo y con simbología de uso internacional (ISA por ejemplo). Este diagrama parte del DFP y debe contener el equipo de procesos y/o servicios, la tubería, e instrumentos, todo con sus especificaciones e identificación, dimensiones, características, nomenclatura, condiciones de presión y temperatura etc.

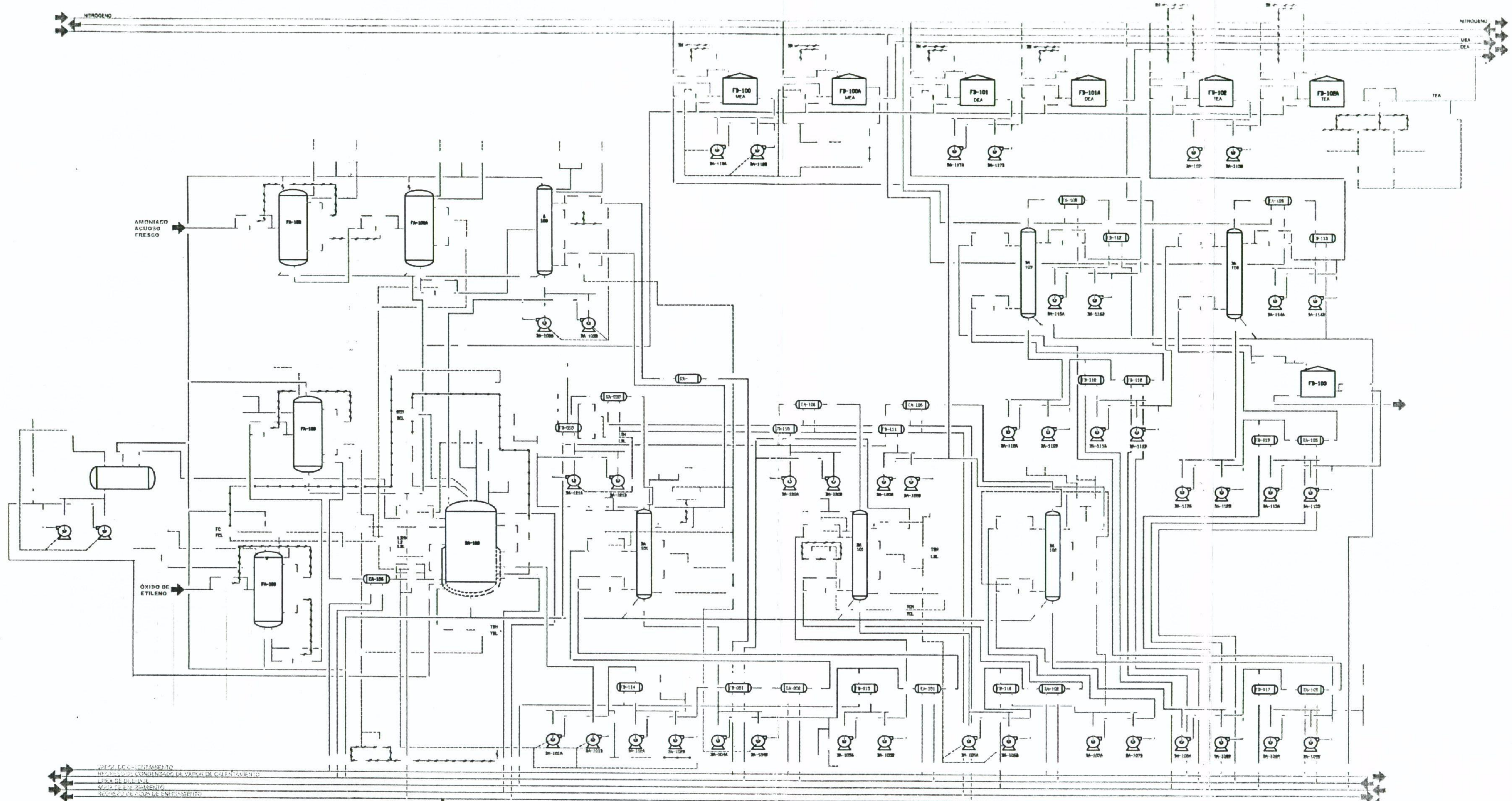


Así por ejemplo para recipientes (incluidas torres y reactores) se deberá especificar el diámetro, longitud tangente a tangente, presión y temperatura de diseño, materiales de construcción, internos, plato de alimentación, volumen, niveles mínimo, normal y máximo, etc. Para cambiadores de calor, se deberá especificar la carga térmica, el área de transferencia, los materiales de construcción y el tipo. De la misma manera para el caso de bombas se deberá especificar el flujo a manejar, la carga o cabeza, la potencia y los materiales de construcción entre otras cosas. Adicionalmente a lo anterior se podrán encontrar las especificaciones de equipo a pie de plano cuando así se requiera. Es importante que el DTI cuente con la totalidad de los equipos, instrumentos y tuberías (con sus accesorios y arreglos) de procesos y servicios auxiliares. La tubería debe estar identificada con el diámetro, servicio, número y especificación.

En las válvulas de control debe especificarse su codificación, diámetro, posición y principio de operación, las válvulas de seguridad además de lo anterior su presión de calibración, el DTI debe contener la totalidad de válvulas. Asimismo el DTI debe contener los lazos de control e información como niveles y capacidad de equipos clave, altura sobre el nivel del piso de condensadores y rehervidores, consumo de servicios auxiliares, notas aclaratorias sobre el funcionamiento o construcción de los equipos, instrumentos y/o tuberías.

Este diagrama es la base para la elaboración posterior de documentos como el índice de líneas, isométricos, índice de instrumentos, diagrama de flujo del sistema de liberación de presión, estudios de HAZOP (Hazardous Operations), etc.

Se ha incluido, a manera de ejemplo, el DTI desarrollado para el ejemplo del capítulo V con algunas variantes.



1. TODOS LOS PI Y PT DEBERAN LLEVAR SELLO QUIMICO
2. TODOS LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DEBERAN LLEVAR ESTA INSTRUMENTACION (EA Y FA)
3. TODOS LOS FB DEBERAN LLEVAR ESTA INSTRUMENTACION LOS MARCADES CON ESTA NOTA
4. TODOS LOS DA DEBERAN LLEVAR LA PSI
5. TODOS LOS DA DEBERAN LLEVAR LA INSTRUMENTACION INDICADA
6. TODAS LAS BOMBAS ADICIONALES ESTA INSTRUMENTACION
7. LOS PUNTOS INDICADOS CON ESTA NOTA LLEVAN LA INSTRUMENTACION INDICADA
8. LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO DEBERAN LLEVAR ESTA INSTRUMENTACION

INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA DE PROYECTOS, S.A.			
PLANTA ETANOLAMINAS			
TÍTULO DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN			
PROYEC. G. AZE/LGAM	APROB. J.L.	ESCALA :	REVISION 0
DIBUJ. AZE	REVIS. :	ACTACION :	FEDM JUN-97
No.	PLANDS DE REFERENCIA		

1.5a Diagrama de Flujo del Sistema de Relevo (Liberación) de Presión.

Este diagrama debe contener todos los elementos de liberación de presión (válvulas de alivio, discos de ruptura, tanques de desfogue, quemadores) así como los diferentes arreglos de tuberías y cabezales, indicando flujos, presiones y temperaturas de alivio o descarga. El diagrama del sistema de desfogue puede iniciarse una vez que se tiene la ingeniería del mismo la cual puede ser determinada con apoyo del simulador de acuerdo a lo siguiente:

Un sistema de desfogue parte de una serie de diagramas básicos (DTI, PLG o Plot Plan, DFP) así como de las normas y estándares a manejar (API 520, 521, 522, ASME, etc). En base a estos diagramas se hace un análisis de las causas de relevo o desfogue, entre las cuales se pueden encontrar, fuego, falla de agua de enfriamiento, falla de energía eléctrica, falla de aire de instrumentos, expansión térmica de líquidos y gases, descargas bloqueadas (líneas y boquillas), etc. Una vez efectuado este análisis es necesario efectuar el cálculo de las masas a relevar con lo cual es posible dimensionar las válvulas de seguridad de presión, toda la estructura de la tubería del sistema de desfogue (diámetros y velocidades), tanques de desfogue y quemadores. Finalmente se debe llevar a cabo un cálculo del perfil de temperaturas para evitar líneas congeladas como consecuencia de expansiones súbitas.

Con el cálculo de las masas a relevar y los estándares adecuados serán determinadas las válvulas de seguridad de presión.

1.6 Plano de Localización General (PLG) y Arreglo de Equipo (Layout).

El plano de localización general (PLG)² muestra la ubicación de zonas en un área delimitada por una línea que se ha denominado límite de batería. Esta línea indica las fronteras de la planta, en esta área se encuentran perfectamente identificadas zonas para proceso, servicios y acometidas de los mismos, edificios administrativos, almacenamiento de materia prima y producto terminado, tratamiento de efluentes, accesos a vías de comunicación, áreas de seguridad, etc.

Por otro lado el plano de localización de equipo (también conocido como Layout) es el arreglo o ubicación de cada equipo en un área determinada indicando

² También se conoce por su nombre en inglés como Plot Plan

coordinadas de ubicación y dimensiones de equipo, edificios y estructuras de proceso, tuberías y soportes, accesos, etc. vistos en planta, y cuando se requieren, detalles y elevaciones de algunos de ellos. Su elaboración debe tomar en cuenta lo siguiente:

Aspectos a considerar para la elaboración del PLG y Arreglo de Equipo (Layout) en la fase de:

Proyecto (fase de construcción de la planta)

- Vías de comunicación y acceso
- Características del suelo
- Acometida de servicios
- Llegada del equipo y materiales a sitio de la obra y su manejo
- Instalación de equipos de gran tamaño
- Movimiento del equipo de montaje (gruas)

Operación (fase de producción)

- Llegada y manejo de materias primas
- Secuencia del proceso productivo
- Mantenimiento del equipo
- Salida y manejo de producto terminado
- Seguridad industrial
- Dirección de los vientos

Documentos de ingeniería requeridos para la elaboración del PLG y el Arreglo de Equipo (Layout).

El layout o arreglo de equipo es un documento de ingeniería que parte del DFP, las especificaciones de equipo, las características del suelo plasmadas en el estudio de mecánica de suelos, la descripción del proceso en donde se encuentra la secuencia del mismo, el estudio de impacto ambiental y análisis de riesgos como mínimo entre otras cosas.

De este documento y el PLG se extrae parte de la información para la preparación de la planos de cimentaciones, tuberías (isométricos, racks), distribución de fuerza y control y en consecuencia para la volumetría (MTO) en tubería, material eléctrico y de instrumentación.

Se presenta a manera de ejemplo el PLG correspondiente a una Refinería completa en donde se puede observar la ubicación de las diferentes plantas o unidades y el arreglo del equipo en las diferentes áreas.

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO II

DESARROLLO DE INGENIERÍA BÁSICA Y/O DE DETALLE

**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

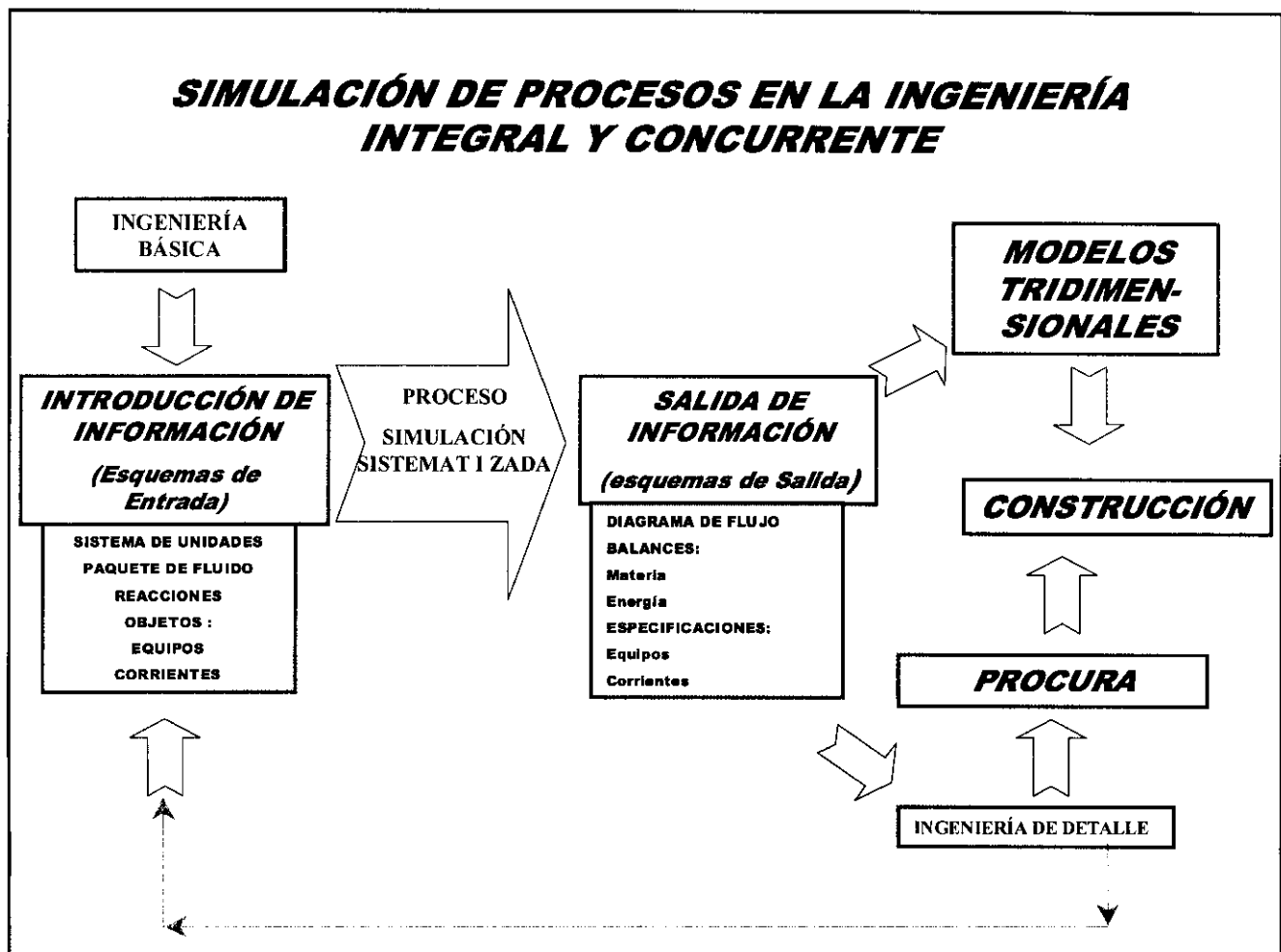
SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

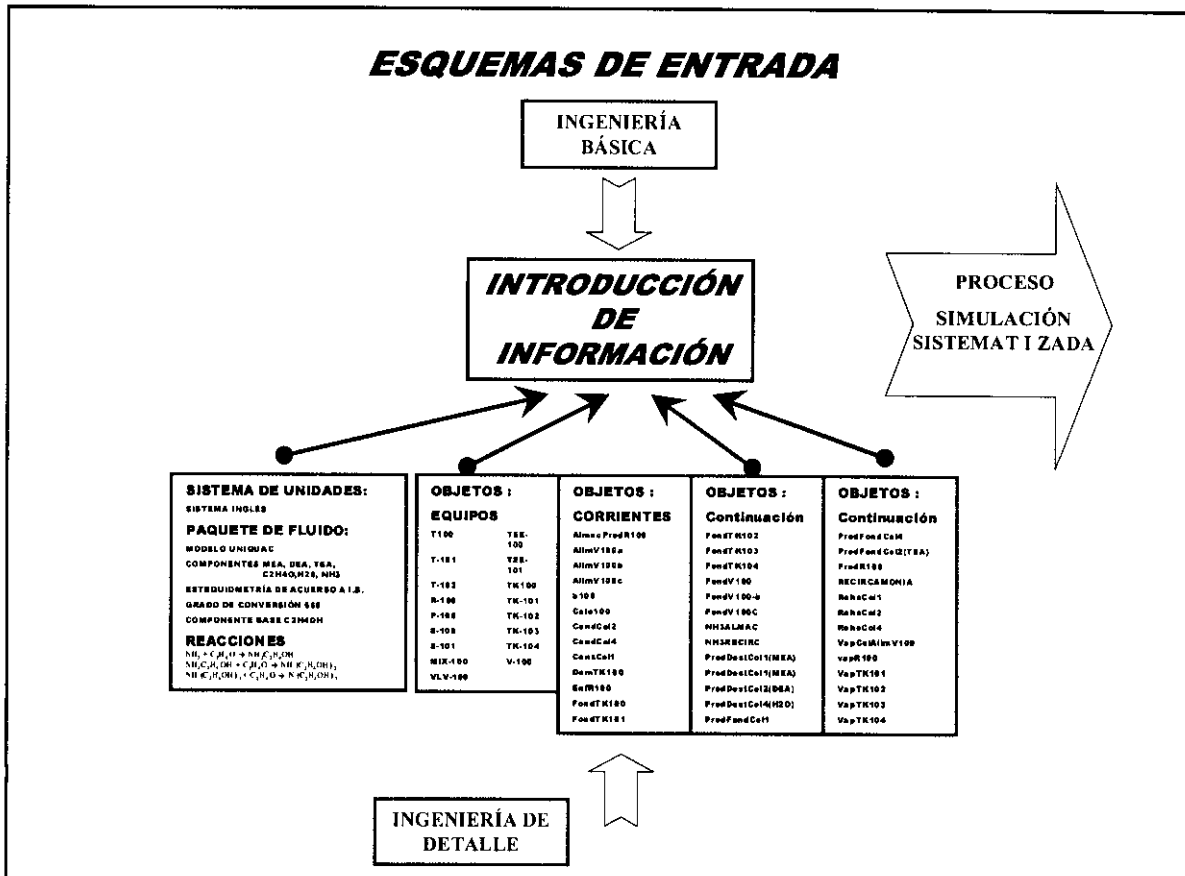
II.- DESARROLLO DE INGENIERÍA BÁSICA Y/O DE DETALLE.

Hacer el desarrollo de la Ingeniería consiste en elaborar una serie de documentos (ver capítulo 1) en donde se vierte el conocimiento tecnológico requerido para construir los equipos y plantas de procesos, convirtiendo los modelos teóricos en modelos físicos capaces de transformar los recursos naturales en bienes satisfactorios de la sociedad humana.

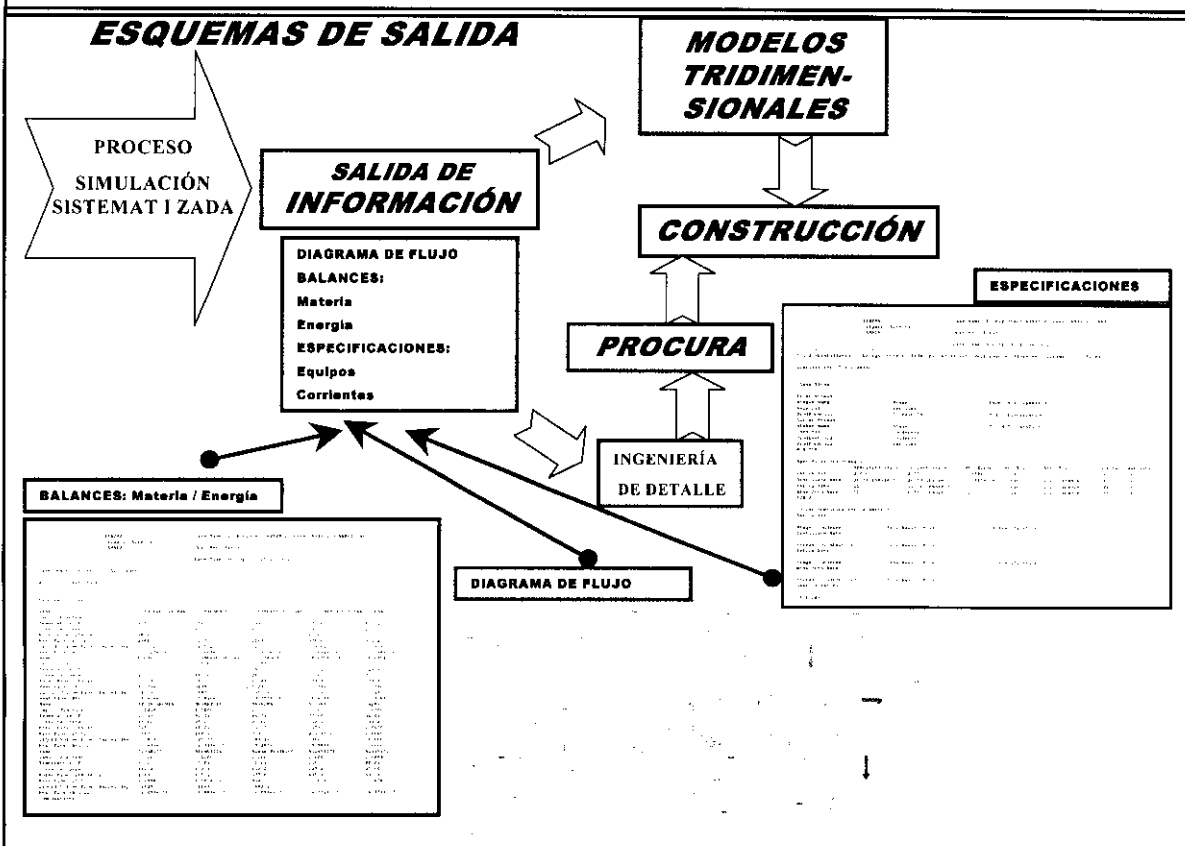
Efectuar un desarrollo sistematizado de ingeniería exige llevar a cabo un proceso de introducción de información (esquemas de entrada), un proceso de cálculo (simulación sistematizada de equipos) y un proceso de extracción de información (esquemas de salida). A continuación se presenta lo anterior de manera esquemática.



ESQUEMAS DE ENTRADA



ESQUEMAS DE SALIDA



2.1.- ESQUEMAS DE ENTRADA.

Como se puede observar en los diagramas, los esquemas de entrada se refieren a los requerimientos que es necesario cubrir antes de iniciar una sesión de simulación, es decir, la información del proceso que es necesario introducir para poder hacer uso de los bancos de datos y algoritmos del simulador, posteriormente se ejecutan los cálculos adecuados que arrojan información que es posible extraer mediante los esquemas de salida.

En el presente documento se ha utilizado el simulador de procesos disponible en el IMP que es uno de los de mayor potencial en el mercado, sin embargo, la metodología puede ser aplicada con cualquier otro simulador de procesos equivalente.

Los esquemas de entrada son :

- **Establecimiento del Sistema de Unidades A Utilizar.**
- **Establecimiento del Entorno de Simulación (paquete de fluido).**
- **Establecimiento de los Objetos del Diagrama de Flujo.**
 - Corrientes de Materia**
 - Corrientes de Energía**
 - Operaciones Unitarias (equipos)**
- **Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso**
- **Revisión general de Información a través del Cuaderno de Trabajo.**

- **Establecimiento del Sistema de Unidades a Utilizar.**

Antes de iniciar la simulación es necesario seleccionar el conjunto de unidades que se desea manejar. Se puede seleccionar el sistema Internacional, el Inglés, o una mezcla de ellos. Para lo anterior es necesario definir un conjunto (set) de unidades (opción Units del simulador) que permite asignar las unidades que serán aplicables al caso de simulación.

- **Establecimiento del Entorno de Simulación (paquete de fluido).- Es decir, determinación de los Componentes del Sistema y sus Propiedades Físicas y Químicas, los Modelos de Equilibrio aplicables y sus Parámetros, Coeficientes Binarios, Cinética y Estequiometría de Reacciones, Datos Experimentales, entre otras cosas.**

Al llevar a cabo el desarrollo de cálculos de Ingeniería de procesos y equipos de manera manual, se hace evidente la necesidad de ejecutar operaciones repetitivas y complicadas, además de la necesidad de disponer de una gran diversidad de datos de las propiedades físicas y químicas de los componentes del sistema. Las ventajas que ofrece un simulador son precisamente, por un lado la ejecución de cálculos complicados y repetitivos (producto de los diferentes modelos y algoritmos) con gran rapidez, y por otro el hecho de contar con amplias bases de datos que se han constituido como compendios que contienen las propiedades físicas y químicas de una gran diversidad de compuestos, necesarias para efectuar los cálculos de Ingeniería.

Se conoce como paquete de fluido (Fluid Package) al ambiente que permite definir los modelos termodinámicos a utilizar, los componentes del sistema, los parámetros de estos modelos, las propiedades de los compuestos involucrados, los coeficientes binarios, datos sobre la estequiometría y cinética de las reacciones del proceso en caso de que éstas se lleven a cabo.

Los datos de equilibrio de fases y las propiedades de las sustancias son determinados en función a modelos termodinámicos conocidos. En la cápsula No.2.1 se mencionan algunas de las aplicaciones de estos modelos con el objeto de crear el paquete de fluido que más se ajuste a las características del fenómeno a simular.

• Establecimiento de los Objetos del Diagrama de Flujo.

Objeto es una entidad con determinadas propiedades que permiten efectuar funciones específicas como cálculos mediante algoritmos, almacenamiento de datos, métodos, etc. Estos objetos son representados mediante íconos que a su vez representan operaciones unitarias o equipos así como tuberías y accesorios, permitiendo una sencilla interacción hombre-máquina. Con una filosofía de programación orientada a objetos han sido desarrollados los simuladores de proceso, permitiéndonos seleccionar de una tablilla de objetos, equipos o corrientes de materia y energía.

El diagrama de flujo de proceso puede ser formado mediante una serie de objetos interconectados entre sí. De acuerdo a las necesidades de simulación deberán instalarse los diferentes objetos en el diagrama.

En la medida que se va colocando cada objeto, el simulador efectúa cálculos para aquellos que están totalmente definidos y al unirse estos objetos se logrará efectuar simulaciones integrales de los procesos, es decir, es posible hacer desde simulaciones de equipos aislados hasta los más sofisticados diagramas de flujo de procesos. Los tres tipos de objetos que el simulador maneja son:

Corrientes de Materia
Corrientes de Energía
Operaciones Unitarias (equipos)

CAPSULA 2.1 Modelos de Equilibrio

Ecuaciones de Estado.- Existen diversos modelos para describir el comportamiento de las propiedades de una sustancia gaseosa pura y sus mezclas con otras, las ecuaciones de estado representan modelos no muy complicados para este efecto. Las ecuaciones de Peng Robinson y Redlich Kwong dan resultados satisfactorios en un amplio rango de condiciones en sistemas de una, dos y tres fases para el petróleo, gas y aplicaciones petroquímicas (ver Anexo I Modelos de Equilibrio).

Modelos de Actividad.- Los modelos de las ecuaciones de estado han probado proporcionar resultados confiables en la mayoría de los hidrocarburos, sin embargo, su aplicación realmente se reduce a compuestos no polares cuyo comportamiento no se aleja demasiado del ideal. Para sistemas altamente no ideales los modelos de actividad representan mejores aproximaciones (ver Anexo I Modelos de Equilibrio).

Modelos de Chao Seader.- Se ha comprobado que el equilibrio de fases cerca de la región crítica o a presiones elevadas representa algunas complicaciones en cuanto a suponer independientes de la presión, las funciones termodinámicas del líquido, así mismo limitar el desarrollo de las series de potencias al segundo coeficiente virial ya no es suficiente. Con el objeto de eliminar estas limitaciones Chao y Seader desarrollaron su método (ver Anexo I Modelos de Equilibrio).

Modelos de Presión de Vapor.- Estos modelos pueden ser usados para mezclas ideales a bajas presiones. Estas mezclas ideales incluyen sistemas de hidrocarburos y mezclas tales como cetonas y alcoholes en las que el comportamiento del líquido es aproximadamente ideal (ver Anexo I Modelos de Equilibrio).

Misceláneos.- Bajo esta denominación se han agrupado paquetes de propiedades que son únicos y que no se ajustan a ninguno de los modelos antes presentados. Se incluyen modelos para aminas, y tablas ASME (American Society of Mechanical Engineers), NBS (National Bureau of Standards) de vapor de agua y el modelo de Benedict/Web/Rubin (ver Anexo I Modelos de Equilibrio).

El equipo, las corrientes de materia o corrientes de energía que serán sometidos a simulación se deberán seleccionar de acuerdo a la siguiente lista:

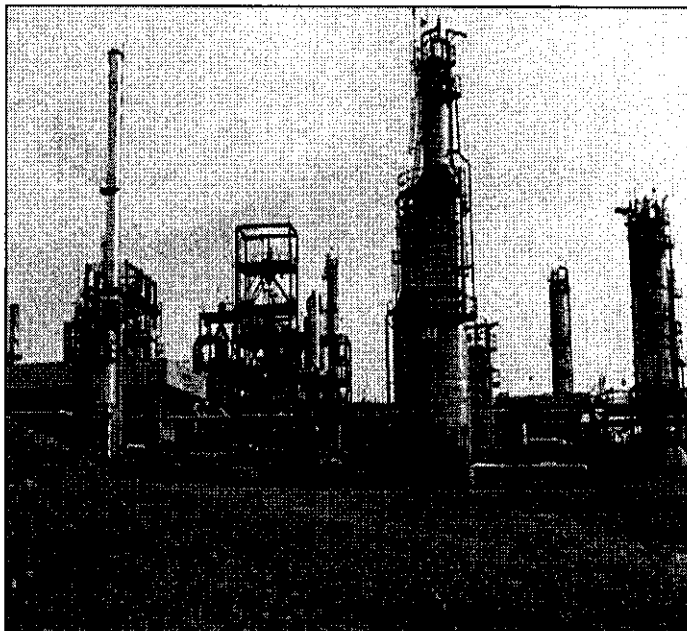
- **Equipos a Simular.**

Cada equipo necesita datos de las corrientes de entrada y de salida como presión, temperatura, y composición, así como los requerimientos energéticos para operar. Cabe recordar que el simulador calculará aquellas variables que puedan ser determinadas conforme se va especificando el problema, es decir, cuando hayan sido agotados los grados de libertad, el simulador inicia automáticamente los cálculos. A continuación se presenta un listado de equipos susceptibles de ser diseñados o cuyo diseño puede ser evaluado con el simulador.

Cabe hacer notar que antes de comenzar a simular algún equipo es conveniente consultar el capítulo IV y los Anexos I y II sobre "aspectos teóricos de simulación" con el objeto de tener una visión clara de las principales variables del proceso y los modelos teóricos sobre los que se sustentan, con esto será posible llevar a cabo las simulaciones adecuadamente.

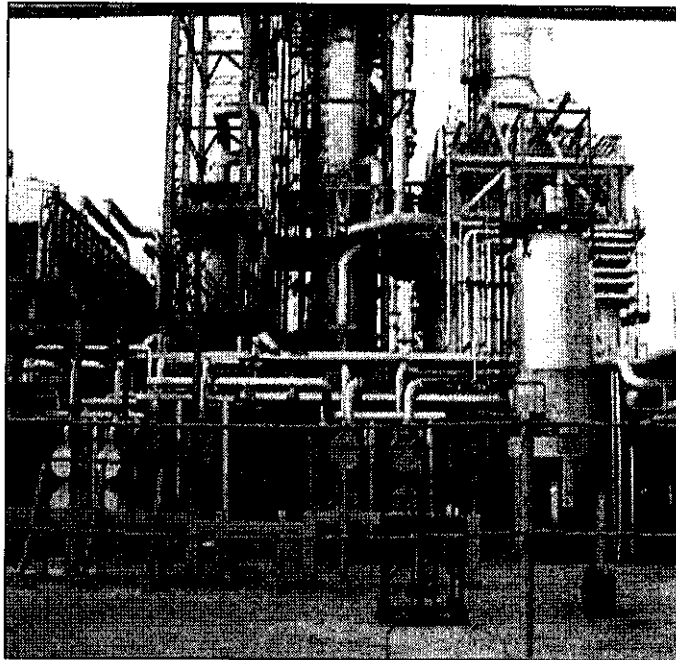
Transferencia de Masa

Mezcladores
Separadores (dos fases)
Separadores (tres fases)
Torres o Columnas de
Destilación
Torres o Columnas de
Absorción
Separador de
Componentes
Extractor Líquido-Líquido



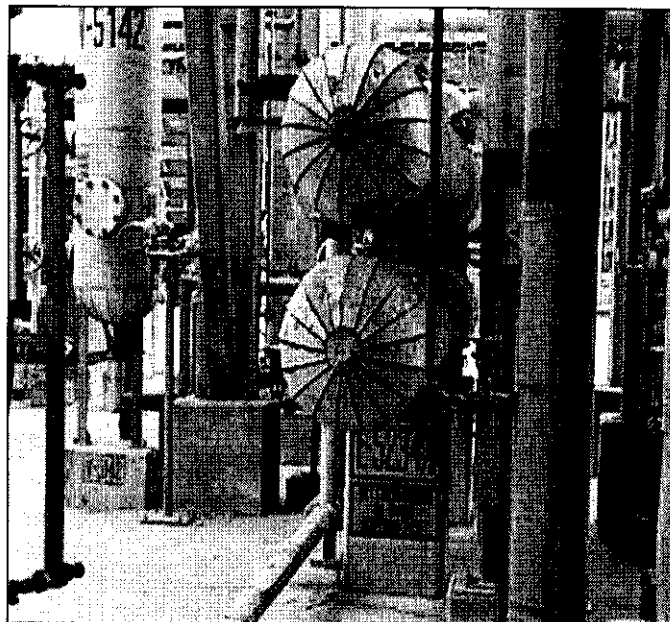
Reacciones Químicas

Reactores CSTR
Reactores Tubulares
Reactores en General



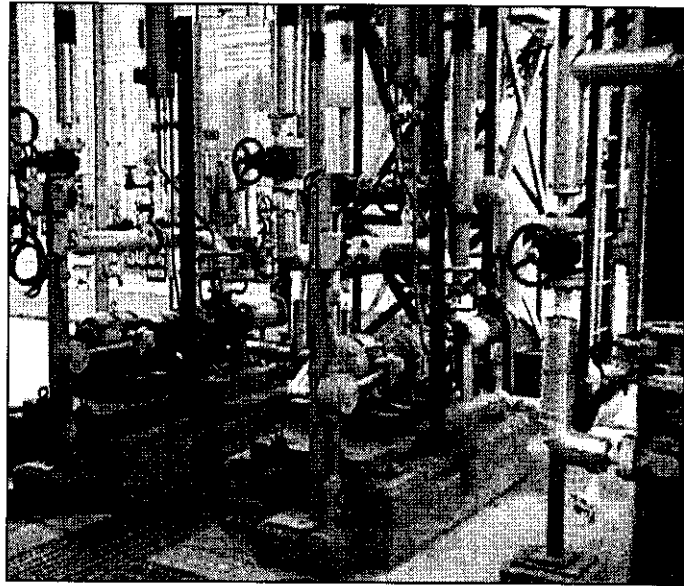
Transferencia de Calor

Enfriadores
Calentadores
Hervidores
Evaporadores
Condensadores
Hornos
Cambiadores de Calor en
General



Transferencia de Momentum

Compresores
Turbinas
Bombas
Válvulas
Tubería
Ciclones



- **Corrientes de Materia a Simular.**

Con información del balance de materia y energía así como del diagrama de flujo de proceso se determinarán las corrientes a evaluar. Una vez seleccionadas se determinarán flujos másicos, composiciones, presión, temperatura así como todas las propiedades de la mezcla.

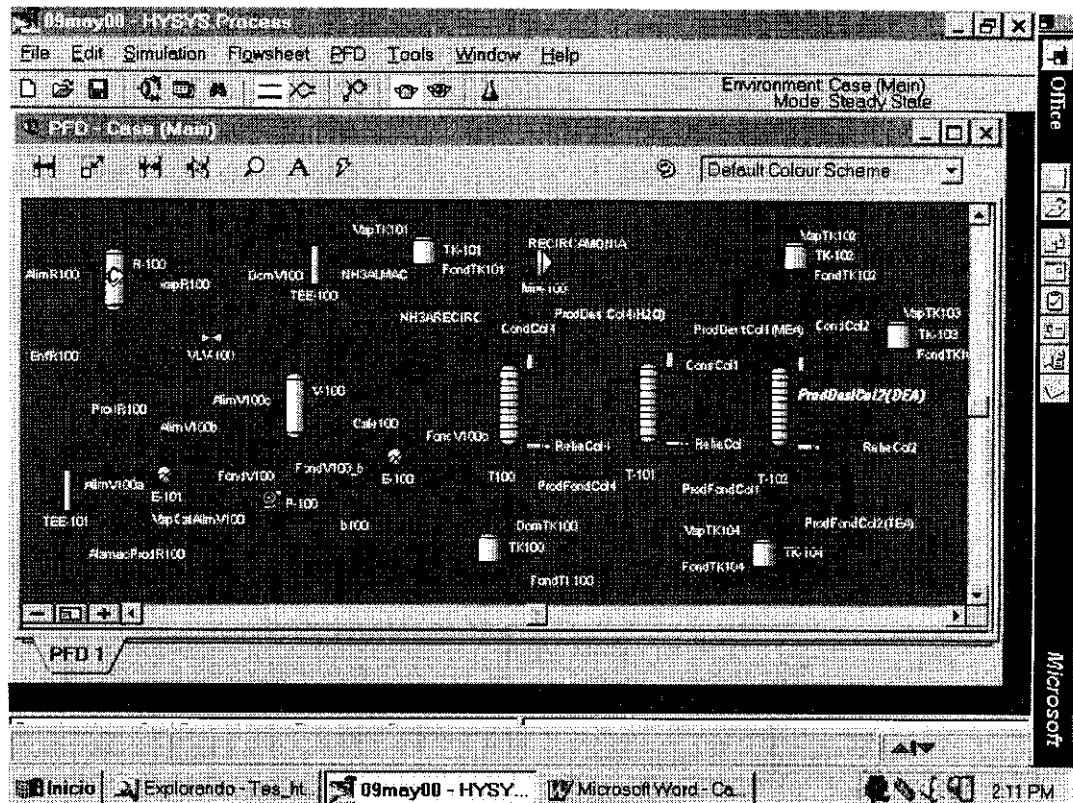
- **Corrientes de Energía a Simular.**

De la misma manera que para el caso de las corrientes de materia, con información del balance de materia y energía así como del diagrama de flujo de proceso se determinarán las corrientes a evaluar. Aquí se determinarán los flujos energéticos.

- **Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso.**

De la misma manera como se inicia un diagrama de flujo de proceso a mano alzada en el que se van ubicando equipos e interconectándolos mediante líneas que representan las corrientes de proceso, de esa misma manera en el simulador es posible mediante la paleta de objetos ubicar corrientes de proceso (que requieren ser especificadas) y equipos de proceso que representan las diferentes operaciones y procesos unitarios para ir conformando el diagrama de flujo de proceso. Lo que hace la enorme diferencia de trabajar a mano o hacerlo a través del simulador es que estas corrientes y equipos son inteligentes, es decir, contienen información de variables de proceso que pueden ser cambiadas o calculadas para obtener diferentes resultados.

Se puede iniciar la instalación de los objetos del diagrama de flujo de proceso desde dos diferentes formas de acceso de información del simulador, siendo éstas el cuaderno de trabajo y el diagrama de flujo de proceso. El detalle se encuentra documentado en el manual correspondiente del simulador.



- **Revisión general de información a través del cuaderno de trabajo (conteniendo hojas de los datos de las Corrientes de Materia y Energía, Operaciones Unitarias y las Composiciones de las Corrientes de Materia).**

Si bien es cierto que la manera más fácil de iniciar una simulación de procesos es de manera gráfica, también es cierto que una vez definido el diagrama de flujo de proceso puede ser revisado en cuanto a las propiedades de las diferentes corrientes y equipos a través del cuaderno de trabajo, que muestra de una forma tabular todas las variables de proceso. Cualquier cambio efectuado en el cuaderno de trabajo será reflejado en el diagrama de flujo de proceso y viceversa.

2.2.- SIMULACIÓN DE PROCESOS.

- **Ejecución de Simulaciones.**
- **Ejecución de Simulaciones por "ambientes de cálculo"**

Como ya se indicó la ejecución de simulaciones se inicia con la preparación del diagrama de flujo que puede ser construido adicionando equipos y/o tuberías de manera libre. Generalmente esta manera de desarrollar un diagrama de flujo de proceso se utiliza cuando el proceso es sencillo o se requiere de la simulación de equipos aislados. Sin embargo, en simulaciones de procesos complejos es conveniente efectuar las simulaciones por ambientes de cálculo

Se denominan ambientes de cálculo a entornos de simulación preestablecidos que por ser de uso común han sido desarrollados para operaciones unitarias particulares facilitando los procesos de simulación.

Ambientes de Cálculo

Básico.-

Permite establecer el paquete de fluido, al definir componentes reales y/o hipotéticos y sus propiedades, reacciones (características, estequiometría y cinética) y algunos otros parámetros.

Cuando se genera un nuevo caso de simulación el entorno en donde se ubica la máquina es denominado ambiente básico.

Caracterización Crudos.-

Permite caracterizar fluidos de petróleo creando y definiendo ensayos y mezclas.

Diagrama de Flujo Principal.-

Aquí se define la topología del diagrama principal instalando corrientes de proceso, operaciones unitarias (equipos) y Sub-Diagramas. Este diagrama es la base para la simulación completa.

Sub-Diagrama de Flujo.-

De la misma manera que el anterior este ambiente permite definir la topología de un Sub-Diagrama en particular, sin embargo, la diferencia es que cada subdiagrama contiene su propio ambiente y que todo lo que está fuera de este diagrama permanece fijo durante el proceso de simulación en tanto no se salga de él. Aquellos diagramas que se encuentran bajo un sub-diagrama experimentan los cambios correspondientes a su diagrama padre. El objetivo de utilizar un sub-diagrama de flujo es centrar la atención sobre una parte específica del proceso permitiendo: aislarla del resto; utilizar diferentes paquetes de fluido; construir plantillas tipo para diferentes operaciones unitarias y facilitar la resolución de varios equipos de manera simultánea, permitiendo optimizar tiempos de procesamiento al ejecutar cálculos involucrados solamente con el ambiente de Sub-Diagrama y utilizar paquetes de fluido reducidos. Un Sub-Diagrama de Flujo contiene equipos y corrientes que intercambian información con el diagrama padre a través de las corrientes de interconexión de uno con otro. Cuando se

conecta el Sub-Diagrama con equipos del ambiente principal el simulador crea corrientes internas con el mismo nombre siendo éstas las corrientes de interconexión. En el Diagrama principal el Sub-Diagrama se comporta como una operación con múltiples entradas y múltiples salidas.

Ambiente de Columna.- Se define la topología de una columna en particular incluyendo platos, condensadores y rehervidores.

En el simulador, el ambiente de columna por su importancia y complejidad ha sido separado para darle especial atención. En este ambiente se puede tener acceso a la sección de platos, rehervidores, calentadores, enfriadores, condensadores, etc.

Tradicionalmente la solución de sistemas de destilación se lleva a cabo por los métodos gráficos de Ponchon y Savarit y McCabe Thiele (para el caso de sistemas binarios) o por el método Thiele Geddes para sistemas multicomponentes. Estas técnicas requieren el trazado de curvas de equilibrio, curvas de operación, la recta del estado térmico de la alimentación y finalmente el trazado de los platos teóricos del equipo.

Sustituir las mencionadas técnicas por métodos numéricos que permitan la utilización de computadoras implica establecer funciones para las curvas de equilibrio y de operación (secciones de enriquecimiento y agotamiento) entre otras funciones.

Con el establecimiento de sistemas de n ecuaciones simultáneas con n variables de proceso es posible resolver una columna por estas técnicas iterativas propias para computadora.

Cápsula No.2.2 Importancia de los procesos de Reacción y Transferencia de Masa.

En todo proceso de transformación los productos, a menudo obtenidos de reacciones químicas, se presentan mezclados con impurezas que es necesario eliminar mediante alguno de los métodos de separación conocidos.

En los procesos de producción de gasolinas la separación primaria se lleva a cabo mediante una destilación atmosférica o al vacío que permite separar el crudo en una corriente de gas natural y una de hidrocarburos líquidos, que a su vez es sometida a subsecuentes separaciones mediante procesos adicionales de destilación o absorción.

Se puede afirmar que las operaciones de mayor importancia y complejidad llevadas a cabo en cualquier proceso son los procesos de REACCIÓN y de TRANSFERENCIA de MASA.

Establecer el sistema de ecuaciones requiere el conocimiento de las funciones que relacionan las variables de procesos para ser evaluadas. Los principios de conservación de energía y materia hacen aquí patente su importancia particularmente al permitir establecer un gran número de ecuaciones para resolver el sistema como a continuación se puede observar:

Conservación de la masa.

- Continuidad total
- Continuidad por componente
- Equilibrio líquido-vapor

Conservación de energía

- Continuidad de energía

Otras

- Propiedades térmicas de líquido y vapor.
- Densidad de líquido y vapor
- Pesos moleculares promedio

Una vez establecidas las ecuaciones que describen el sistema en un número igual al de las variables por determinar o incógnitas, se procede a preparar el sistema para ser resuelto mediante un proceso iterativo estableciendo parámetros de convergencia. El método de Newton Raphson es uno de los más utilizados y consiste en establecer la matriz de coeficientes denominada Jacobiano, coeficientes que para este método se han convertido en derivadas parciales de las funciones del sistema con respecto a las variables para después ser evaluadas en puntos que representan una aproximación inicial¹.

CÁPSULA No.2.3

Ejemplo Tanque de Separación Tipo Flash

Sea una corriente líquida de una mezcla de compuestos sometida a un proceso de separación mediante una válvula de restricción en un tanque de separación tipo flash. Se conocen las siguientes variables:

- F_{0l} Flujo volumétrico inicial
- ρ_0 Densidad inicial
- T_0 Temperatura inicial
- P_0 Presión inicial
- X_{0j} Composición inicial

Con esta separación se producen dos corrientes, una de vapor por el domo del tanque y otra de líquido por el fondo del mismo, se requiere resolver el sistema, es decir determinar las siguientes variables desconocidas:

Domo del Separador

- F_v Flujo volumétrico del vapor 1
- ρ_v Densidad del vapor 1
- Y_{vj} Composición del vapor j
- M^{prom}_v Peso molecular promedio del vapor 1
- H_v Entalpía del vapor 1

Fondo del Separador

- $F_{l,j}$ Flujo volumétrico del líquido 1
- $\rho_{l,j}$ Densidad del líquido 1
- $X_{l,j}$ Composición del líquido j
- M^{prom}_l Peso molecular promedio del líquido 1
- H_l Entalpía del líquido 1
- T Temperatura 1

Se observa un total de 9+2j incógnitas

Por lo que se requieren un número igual de ecuaciones

¹ Sean f_n las funciones que definen el sistema, obtenidas de ajustes de datos experimentales (caso de curvas de equilibrio) o de balances de materia y energía, y sean x_n las n variables del mismo, entonces se define la matriz de coeficientes denominada jacobiano como las derivadas parciales de cada función con respecto a cada variable de acuerdo a lo siguiente.

$$\begin{pmatrix} \partial f_1 / \partial x_1 & \partial f_1 / \partial x_2 \\ \partial f_2 / \partial x_1 & \partial f_2 / \partial x_2 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} \Delta x_1 \\ \Delta x_2 \end{pmatrix} = - \begin{pmatrix} f_1 \\ f_2 \end{pmatrix}$$

En la cápsula No.2.3 se presenta un sencillo ejemplo de la preparación para resolver un sistema de n ecuaciones con n incógnitas producto de las diferentes funciones que representan el comportamiento del sistema. Se detalla con el objeto de entender qué es lo que ejecuta de manera interna el simulador cada vez que introducimos datos para obtener un resultado.

Una vez establecido el sistema de n ecuaciones con n incógnitas se evalúan estimaciones iniciales que deben converger a la solución mediante la evaluación numérica del Jacobiano.

En la cápsula No.2.4 se hace una pequeña lista de verificación que sirve como resumen de lo que es necesario considerar sobre la Teoría de Columnas de Destilación en los diferentes métodos con el objeto de recordar los aspectos teóricos fundamentales para el entendimiento de los procesos de destilación. La manera tradicional de calcular una columna se detalla en el punto 4.1 de columnas.

<i>CÁPSULA No.2.3 (Continuación)</i>	
<i>ECUACIÓN</i>	<i>No. Ecs.</i>
<i>Conservación de la masa.</i>	
<i>continuidad total (balance de masa)</i>	
$d/dt(V_L \rho_l) = \rho_o F_o - \rho_v F_v - \rho_l F_l$	1
<i>continuidad por componente</i>	
$d/dt(V_L \rho_{oL} X_j / M_o) = \rho_o F_o X_{oj} / M_o - \rho_v F_v Y_j / M_v - \rho_{oL} F_l X_j / M_l$	j-1
<i>equilibrio liquido-vapor</i>	
$Y_j = f(X_j, T, P)$	j
<i>continuidad de energía</i>	
<i>conservación de energía (balance de energía)</i>	
$d/dt(V_L \rho_{oL} H_l) = \rho_o F_o H_o - \rho_v F_v H_v - \rho_{oL} F_l H_l$	1
<i>Otras</i>	
<i>propiedades térmicas de liquido y vapor</i>	
$H_l = f(X_j, T)$	1
$H_v = f(Y_j, T, P)$	1
<i>pesos moleculares promedio</i>	
$M^{prom}_v = \sum_{j=1}^n M_j Y_j$	1
$M^{prom}_l = \sum_{j=1}^n M_j X_j$	1
<i>Densidad liquido, vapor</i>	
$\rho_v = M_v P / RT$	1
$\rho_l = f(X_j, T)$	1
<i>flujo volumétrico</i>	
$F_v = f(P)$	1
$F_l = f(V_l)$	1
No. TOTAL DE ECUACIONES	9+2J

Instalación de una Columna

La instalación de una columna se lleva a cabo dependiendo del tipo de equipo que vaya a ser utilizado, a saber: Absorbedor (requiere solamente la sección de platos), Absorbedor-Rehervidor (requiere la sección de platos y un rehervidor en el fondo del equipo), Absorbedor con Reflujo (requiere la sección de platos y condensador en el domo), Destilación (requiere además de la sección de platos, rehervidor y condensador a la vez). Existen además diversas variantes que pueden ser manejadas.

Al instalar una columna, se puede hacer utilizando los Sub-Diagramas “tipo” arriba mencionados o las plantillas predeterminadas, las cuales al ser utilizadas conjuntamente con el “experto de entrada” son una guía que permite la introducción de información mínima requerida para el cálculo del equipo. Cabe hacer notar que la instalación de equipos puede hacerse sin el “experto de entradas”.

La vista de “Propiedades de Columna” es un cuaderno con diferentes pestañas conteniendo lo siguiente:

CAPSULA 2.4 INTERLUDIO TERMODINÁMICO

Método de Ponchon y Savarit (sistemas binarios).

- Definir las corrientes de alimentación, destilado y fondos de la torre.
- Trazar las curvas de entalpía-concentración (datos experimentales).
- Trazar la curva de equilibrio (datos experimentales o de modelos de equilibrio).
- Trazar la curva de operación de la sección de rectificación mediante la determinación de los puntos de diferencia de masa y calor.
- Trazar la curva de operación de la sección de agotamiento de manera análoga a la anterior.
- Trazar los platos para determinar el número de los mismos y el plato de alimentación.
- Dimensionar el equipo y desarrollar el diseño mecánico e hidráulico.

Método de McCabe-Thiele (sistemas binarios).

- Definir las corrientes de alimentación, destilado y fondos de la torre.
- Definir la relación de reflujo $R=L/D$.
- Trazar la curva de operación de la sección de rectificación (recta).
- Trazar la curva del estado térmico de la alimentación.
- Trazar la curva de operación de la sección de agotamiento (recta).
- Trazar platos para determinar el número de los mismos y el plato de alimentación.
- Dimensionar el equipo y desarrollar el diseño mecánico e hidráulico.

Multicomponentes

Para el caso de mezclas de multicomponentes el método de cálculo varía aunque los principios teóricos son los mismos, en este caso es necesario utilizar métodos iterativos propios para ser resueltos por el simulador. En el Anexo II se incluye mayor detalle de estas técnicas.

En el simulador la secuencia de cálculo permite establecer diferentes corridas, dependiendo de las variables definidas inicialmente y aquellas que quedan por determinarse, un ejemplo de lo anterior es:

- Definir la corriente de alimentación.
- Proponer el número de platos del equipo (ahora esta variable es un dato).
- Determinar si el condensado es total, parcial o reflujo total.
- Definir las presiones en el condensador y en el rehervidor.
- Especificar la relación de reflujo $R=L/D$.
- Especificar el flujo de destilado.
- Calcular las corrientes de destilado y fondos así como de las corrientes de energía.

- Conexiones.- Esta vista permite asignar las corrientes involucradas en el equipo, especificar el número de platos, especificar el plato de alimentación y las corrientes de enfriamiento en el condensador y de calentamiento en el rehedvidor.
- Monitor.- Esta página es, en principio, utilizada para editar especificaciones, monitorear la convergencia de la columna, y mostrar gráficos de temperatura, presión y flujo.
- Especificaciones.- Permite adicionar, borrar, editar y/o cambiar las especificaciones que por omisión el sistema ya presenta de acuerdo a una plantilla dada. Estas especificaciones son variables que se definen previas a los cálculos y pueden ser relación de reflujo, cantidad de producto destilado, cantidad de producto de fondos, composiciones de productos, etc.
- Parámetros.- Aquí se establecen algunos parámetros para resolver la columna, tales como: Número máximo de iteraciones, tolerancias de error, introducción de resultados como estimaciones iniciales, etc.

El detalle se encuentra documentado en el manual correspondiente del simulador (ref No.13).

En el Capítulo V se incluye un ejemplo ilustrativo de simulación:

2.3. ESQUEMAS DE SALIDA.

Una vez concluida la introducción de información y el procesamiento de la misma mediante las teorías, algoritmos, y métodos de cálculo adecuados, la obtención de resultados a través de reportes y diagramas es el paso final de este sistema de la misma manera que se lleva a cabo en cualquier sistema de proceso o de información.

El simulador cuenta con una potente herramienta de emisión de reportes que permite personalizar los mismos de acuerdo a las necesidades específicas del proceso y del usuario.

El punto de partida para el desarrollo de la Ingeniería Básica de un proyecto es sin duda alguna el diagrama de flujo de proceso, el balance de materia y energía y las especificaciones del equipo y corrientes de materia y energía principales del proceso.

Atendiendo a lo anterior es importante emitir el diagrama de flujo de proceso, un reporte del balance de materia y energía, hojas de las especificaciones de equipo principal y de corrientes de materia y energía.

- **Impresión del DFP y Balances de Materia y Energía .**

Como ya se indicó este es el diagrama del cual depende una gran cantidad de documentos y cálculos posteriores. A diferencia de los cálculos manuales cabe resaltar que efectuar cambios resulta sumamente sencillo, seguro y rápido considerando que estos cálculos son ejecutados de inmediato una vez que el proceso se encuentre perfectamente definido (cero grados de libertad).

En el menú se muestra una opción que corresponde al diagrama de flujo de proceso que dice "Print PFD", comando que permite imprimir todo lo que esté contenido en la ventana del diagrama y todas las tablas que se hayan incluido (tablas de balance de materia y energía, tablas conteniendo información diversa, etc.). La impresión se ejecuta de manera automática.

- **Impresión de Operaciones (Equipos).**

Para imprimir hojas de especificación de algún equipo, es necesario tener activado la vista de la operación o equipo, entonces el sistema muestra tres opciones: especificación total (full), general (general) y básica (basic). La total imprime la especificación completamente incluyendo las propiedades para las corrientes de alimentación y productos, así como otros parámetros. La general que incluye parámetros operacionales y solamente algunas propiedades de las corrientes. En la básica no se incluyen propiedades.

- **Impresión de Corrientes de Materia y Energía.**

Al imprimir el diagrama de flujo de proceso pueden ser incluidas algunas tablas que contienen información del balance de materia y energía, sin embargo, es posible imprimir las hojas de especificación de las corrientes de materia en donde se puede incluir la totalidad de las variables y corrientes. Ocurre lo mismo con el balance de energía, es posible imprimir las hojas de especificación con los detalles del balance de energía.

- **Creación de Reportes Especiales con el Administrador de Reportes.**

Es posible crear reportes personalizados mediante el administrador de reportes para lo cual se accesa la vista "constructor de reportes" que contiene dos páginas, contenido y configuración.

CONTENIDO.- Muestra a su vez dos grupos denominados, fuente de especificaciones y especificaciones disponibles.

Fuente de especificaciones.- Este grupo contiene cuatro botones que permiten seleccionar los objetos por nombre, o todos los objetos de un cierto tipo, seleccionar un diagrama completo o algún servicio.

Especificaciones disponibles.- En este recuadro se muestran las especificaciones que se encuentran disponibles de las cuales puede ser seleccionada una que convenga a los propósitos del reporte.

CONFIGURACIÓN DE PÁGINA.- Esta página permite especificar las características que se desean en el reporte, tales como sombreado, bordes, numerado de líneas, ancho de línea, márgenes, tamaños de papel, etc.

En el capítulo siguiente se presentan en forma detallada los formatos de esquemas de salida para modelos tridimensionales.

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO III

VÍNCULOS CON MODELOS TRIDIMENSIONALES

**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

III.- VÍNCULOS CON MODELOS TRIDIMENSIONALES.

3.1 ¿Por qué utilizar modelos tridimensionales?

Pemex-Refinación ha incluido recientemente en sus contratos y bases de licitación (particularmente el Anexo AP referente a las especificaciones técnicas para el control de proyectos) algunas cláusulas que se refieren a la exigencia de manejar lo que esta empresa ha denominado “Maqueta Electrónica Tridimensional Inteligente” en el marco de una nueva filosofía de calidad en la Ingeniería y construcción de sus plantas, para cumplir con los más estrictos requisitos de calidad, además de permitir una optimización de costos al anticiparse a solución de problemas en la construcción.

Pemex-Refinación ha solicitado de manera explícita lo que a continuación se transcribe:

“El contratista debe proporcionar los documentos derivados de la Maqueta Electrónica Tridimensional Inteligente y los no derivados de esta tales como análisis, cálculos (simulaciones) así como un índice de todos estos documentos y planos a ser considerados para revisión”.

“En términos generales, el Contratista se obliga a entregar al Propietario la Maqueta Electrónica Tridimensional Inteligente con toda la información que el propietario requiera, su integración en archivos magnéticos u ópticos con los formatos indicados para que puedan ser leídos por los sistemas del Propietario”

La experiencia ha revelado que el puente que existe entre la Ingeniería y la construcción de una planta es a menudo difícil de transitar ya que desde el gabinete de diseño de Ingeniería se tiene una perspectiva distinta que desde un punto situado en el campo y viceversa desde un punto situado en el campo no se tiene la visión del diseño teórico. Por lo anterior los modelos tridimensionales representan un sólido puente que permite un acercamiento y por ende un entendimiento mejor al conjuntar ambas perspectivas en una etapa en la que es posible hacer cambios en Ingeniería que aún no repercuten en la construcción reduciéndose de esta manera enormemente los costos.

Un modelo tridimensional debe permitir hacer chequeos cruzados de todas las especialidades evitando (mediante una visión anticipada) interferencias entre los objetos de equipos, tuberías, estructuras, charolas eléctricas y problemas de espacio en la construcción. Además debe permitir ver el estado de avance que se tiene en el sitio de la obra, es decir debe ser un modelo dinámico.

Adicionalmente a lo anterior un modelo tridimensional es la expresión espacial de la Ingeniería en todas sus especialidades y como tal debe estar vinculada a los documentos fuente de la información que contiene, es decir, si el modelo tridimensional presenta información acerca de algunos equipos, tuberías, instrumentos, etc. entonces las memorias de cálculo, especificaciones, planos, requisiciones, órdenes de compra, dibujos de fabricante, etc. de los mismos deberán estar vinculados de tal suerte que el modelo se convierta en una biblioteca electrónica que contenga toda esta información mencionada. Así mismo, en estas condiciones esta información es susceptible de ser editada, modificada e impresa.

3.2 Salida de reporte a un archivo de texto.

El vínculo que de manera natural y atendiendo a los requerimientos específicos de Pemex-Refinación, se establece entre el modelo tridimensional y un simulador de procesos, es solamente el resultado de la simulación, es decir, características de equipo, tubería, accesorios y válvulas, instrumentación, etc., tales como especificaciones de equipo, flujos manejados en las corrientes de materia o energía, composición de las corrientes, características físicas y químicas de las sustancias manejadas, condiciones de presión y temperatura además de los respectivos balances de materia y energía, capacidad, tipo de equipo, etc.

Lo anterior como consecuencia de que tener acceso a la simulación a través de los equipos, tuberías, accesorios, válvulas o instrumentos de la maqueta electrónica sería tanto como tener inmerso en ella el software de simulación para que a través de cada objeto se iniciara una sesión de simulación.

Debido a que una operación conjunta de la maqueta y el simulador no se justifica, se prepara la información resultado de la simulación en reportes y bases de datos relacionales para ser conectados al modelo tridimensional de manera automática permitiendo efectuar revisiones a los resultados de la simulación.

Es posible establecer diferentes bases de datos para:

- Balances de materia y energía (BME.DBF)
- Lista de equipo (ListEq.DBF)
- Corrientes de materia (TubMat.DBF)
- Corrientes de energía (TubEne.DBF)
- Hojas de datos columnas (HDCol.DBF)
- Hojas de datos reactores (HDReact.DBF)
- Hojas de datos cambiadores de calor (HDCamCal.DBF)
- Hojas de datos bombas (HDBomba.DBF)

De la misma manera es posible enviar reportes a archivos de texto con un formato delimitado por comas para que posteriormente mediante un software adecuado (digamos excel) pueda ser convertido en bases de datos con campos y registros que puedan ser leídos por el software de maquetas electrónicas.

Un ejemplo de la información preparada por el simulador es como a continuación se indica (caso particular del diseño de una torre de destilación):

```

,
, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
,
, Date/Time: Sun Apr
30 14:21:00 2000

```

T100 (Distillation): Design, Output, Side Ops, Worksheet, Performance, Flowsheet, Dynamics, Profiles

Distillation: T100 @Main,

CONNECTIONS

```

Inlet Stream
STREAM NAME , Stage , FROM UNIT OPERATION
ReheCol4, Reboiler,
FondV100c, 5_Main TS, E-100 Heater
Outlet Stream
STREAM NAME , Stage , TO UNIT OPERATION
CondCol4, Condenser,
ProdDestCol4, Condenser, MIX-100 Mixer
ProdFondCol4, Reboiler, T-101 Distillation
MONITOR

```

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate
Reflux Ratio,	5.000,	5.000,	-7.210e-06,	0.01000,	0.01000,	On,	On
Distillate Rate,	514.0 lbmole/hr,	514.0 lbmole/hr,	-6.677e-06,	0.01000,	2.205 lbmole/hr,	On,	On
Reflux Rate,	LL,	2570 lbmole/hr,	LL,	0.01000,	2.205 lbmole/hr,	Off,	On
Btms Prod Rate,	LL,	65.89 lbmole/hr,	LL,	0.01000,	2.205 lbmole/hr,	Off,	On

Column Specification Parameters

```

Reflux Ratio
Stage: Condenser, Flow Basis: Molar, Liquid Specification: LL,
Distillate Rate

Stream: ProdDestCol4, Flow Basis: Molar,
Reflux Rate

Stage: Condenser, Flow Basis: Molar, Liquid Specification: LL,
Btms Prod Rate

Stream: ProdFondCol4, Flow Basis: Molar,
User Variables

```

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet: T100 (COL4), Number of Stages: 10

Profile Estimates

	Temperature, (F)	Net Liquid, (lbmole/hr)	Net Vapour (lbmole/hr)
Condenser,	40.73,	2570,	6.285e-06
1_Main TS,	215.6,	2740,	3084
2_Main TS,	244.1,	2455,	3254
3_Main TS,	295.4,	2254,	2969
4_Main TS,	327.9,	2264,	2768
5_Main TS,	339.2,	2184,	2778
6_Main TS,	351.9,	2221,	2119
7_Main TS,	354.9,	2230,	2155
8_Main TS,	356.1,	2234,	2164
9_Main TS,	356.9,	2231,	2168
10_Main TS,	359.0,	2117,	2166
Reboiler,	395.0,	65.89,	2051

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
 Cap_III.doc VÍNCULOS CON MODELOS TRIDIMENSIONALES

EFICIENCIAS

Stage Efficiencies							
Stages	Overall Efficiency	MEAmine	TEAmine	DEAmine	C2Oxide		
Ammonia							
Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
1_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
2_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
3_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
4_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
5_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
6_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
7_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
8_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
9_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
10_Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Stages Overall Efficiency, H2O							
Condenser	1.000	1.000					
1_Main TS	1.000	1.000					
2_Main TS	1.000	1.000					
3_Main TS	1.000	1.000					
4_Main TS	1.000	1.000					
5_Main TS	1.000	1.000					
6_Main TS	1.000	1.000					
7_Main TS	1.000	1.000					
8_Main TS	1.000	1.000					
9_Main TS	1.000	1.000					
10_Main TS	1.000	1.000					
Reboiler	1.000	1.000					

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out
 Solving Options , Acceleration Parameters
 Maximum Iterations: 100.0 , Accelerate K Value & H Model Parameters: Off
 Equilibrium Error Tolerance: 1.000e-05
 Heat/Spec Error Tolerance: 0.0005000
 Save Solutions as Initial Estimate: On
 Super Critical Handling Model: Simple K
 Trace Level: Low
 Init from Ideal K's: Off , Damping Parameters
 Initial Estimate Generator Parameters , Azeotrope Check: Off
 Iterative IEG (Good for Chemicals): Off , Fixed Damping Factor: 1.000

SIDE STRIPPERS
 SIDE RECTIFIERS
 PUMP AROUNDS

VAP BYPASSES

PROPERTIES

Properties : FondV100c	Overall	Vapour Phase		
Vapour/Phase Fraction	1.000	1.000		
Temperature: (F)	529.9	529.9		
Pressure: (psia)	22.00	22.00		
Molar Flow (lbmole/hr)	579.9	579.9		
Mass Flow (lb/hr)	1.473e+04	1.473e+04		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1043	1043		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-9.064e+04	-9.064e+04		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-3569	-3569		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	42.05	42.05		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.656	1.656		
Heat Flow (Btu/hr)	-5.256e+07	-5.256e+07		
Molar Density (lbmole/ft3)	0.002072	0.002072		
Mass Density (lb/ft3)	0.05263	0.05263		
Std Liquid Mass Density (lb/ft3) , LL		59.49		
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	11.40	11.40		
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4491	0.4491		
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.02327	0.02327		
Viscosity (cP)	0.01513	0.01513		
Surface Tension (dyne/cm)	LL	LL		
Molecular Weight	25.40	25.40		
Z Factor	1.000	1.000		
Properties : ProdDestCol4				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.000	
Temperature: (F)	40.73	40.73	40.73	
Pressure: (psia)	18.00	18.00	18.00	
Molar Flow (lbmole/hr)	514.0	0.0000	514.0	
Mass Flow (lb/hr)	9199	0.0000	9199	

```

Liquid Volume Flow (barrel/day) , 687.5 , 0.0000 , 687.5
Molar Enthalpy (Btu/lbmole) , -1.092e+05 , -2.046e+04 , -1.092e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb) , -6099 , -1201 , -6099
Molar Entropy (Btu/lbmole-F) , 5.831 , 48.94 , 5.831
Mass Entropy (Btu/lb-F) , 0.3258 , 2.873 , 0.3258
Heat Flow (Btu/hr) , -5.610e+07 , 0.0000 , -5.610e+07
Molar Density (lbmole/ft3) , 3.296 , 0.003352 , 3.296
Mass Density (lb/ft3) , 58.99 , 0.05710 , 58.99
Std Liquid Mass Density (lb/ft3) , 58.46 , 38.30 , 58.46
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F) , 18.30 , 8.419 , 18.30
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F) , 1.022 , 0.4942 , 1.022
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F) , 0.3300 , 0.01399 , 0.3300
Viscosity (cP) , 0.9742 , 0.007735 , 0.9742
Surface Tension (dyne/cm) , 68.77 , LL , 68.77
Molecular Weight , 17.90 , 17.04 , 17.90
Z Factor , 0.001017 , 1.000 , 0.001017
Properties : ProdFondCol4
    
```

```

Overall , Vapour Phase , Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction , 0.0000 , 0.0000 , 1.000
Temperature: (F) , 395.0 , 395.0 , 395.0
Pressure: (psia) , 20.00 , 20.00 , 20.00
Molar Flow (lbmole/hr) , 65.89 , 0.0000 , 65.89
Mass Flow (lb/hr) , 5529 , 0.0000 , 5529
Liquid Volume Flow (barrel/day) , 355.4 , 0.0000 , 355.4
Molar Enthalpy (Btu/lbmole) , -1.480e+05 , -8.098e+04 , -1.480e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb) , -1764 , -1304 , -1764
Molar Entropy (Btu/lbmole-F) , 27.55 , 57.39 , 27.55
Mass Entropy (Btu/lb-F) , 0.3284 , 0.9243 , 0.3284
Heat Flow (Btu/hr) , -9.753e+06 , 0.0000 , -9.753e+06
Molar Density (lbmole/ft3) , 0.6306 , 0.002181 , 0.6306
Mass Density (lb/ft3) , 52.92 , 0.1354 , 52.92
Std Liquid Mass Density (lb/ft3) , 66.84 , 63.66 , 66.84
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F) , 56.51 , 27.71 , 56.51
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F) , 0.6735 , 0.4462 , 0.6735
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F) , 0.07378 , 0.01354 , 0.07378
Viscosity (cP) , 0.7502 , 0.007242 , 0.7502
Surface Tension (dyne/cm) , 30.13 , LL , 30.13
Molecular Weight , 83.91 , 62.09 , 83.91
Z Factor , 0.003458 , 1.000 , 0.003458
SUMMARY
    
```

Tray Summary

```

Flow Basis: Molar.
Temp. , Pressure , Liquid , Vapour , Reflux Ratio: 5.000
(F) , (psia) , (lbmole/hr) , (lbmole/hr) , Feeds , Draws , Duties
(Btu/hr) , , , , (lbmole/hr) , (lbmole/hr) ,
Condenser, 40.73, 18.00, 2570, LL, LL, , 514.0, L, -5.899e+07
1__Main TS, 215.6, 18.00, 2740, 3084, , , , , LL
2__Main TS, 244.1, 18.22, 2455, 3254, , , , , LL
3__Main TS, 295.4, 18.44, 2254, 2969, , , , , LL
4__Main TS, 327.9, 18.67, 2264, 2768, , , , , LL
5__Main TS, 339.2, 18.89, 2184, 2778, 579.9, V, , , LL
6__Main TS, 351.9, 19.11, 2221, 2119, , , , , LL
7__Main TS, 354.9, 19.33, 2230, 2155, , , , , LL
8__Main TS, 356.1, 19.56, 2234, 2164, , , , , LL
9__Main TS, 356.9, 19.78, 2231, 2168, , , , , LL
10__Main TS, 359.0, 20.00, 2117, 2166, , , , , LL
Reboiler, 395.0, 20.00, LL, 2051, LL, , 65.89, L, 4.563e+07
SETUP
    
```

Sub-Flowsheet

```

Feed Streams , Product Streams
Internal Stream , External Stream , Transfer Basis , Internal Stream , External Stream , Transfer
Basis
ReheCol4 , ReheCol4 @Main , None Req'd , CondCol4 , CondCol4 @Main , None
Req'd
FondV100c , FondV100c @Main , P-H Flash , ProdDestCol4 , ProdDestCol4 (H2O) @Main , P-H
Flash
, , , , ProdFondCol4 , ProdFondCol4 @Main , P-H Flash
, , , , ** New **
    
```

VARIABLES

Column Flowsheet Vars Available as Parameters

```

Data Source , Variable , Component , Description
    
```

DYNAMICS

Vessel Dynamic Specifications

```

Vessel , Reboiler , Condenser
Diameter (ft) , 3.914 , 3.914
Height.0 (ft) , 5.871 , 5.871
    
```


MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
Cap_III.doc **VÍNCULOS CON MODELOS TRIDIMENSIONALES**

```

Volume.0 (ft3)           , 70.63           , 70.63           ,
Liquid Volume Percent (%) , 50.00           , 50.00           ,
Level Calculator         , Horizontal cylinder , Horizontal cylinder ,
Fraction Calculator      , Use levels and nozzles , Use levels and nozzles ,
Vessel Delta P (psi)    , 0.0000          , 0.0000          ,
Fixed Vessel P Spec (psia) , 20.00           , 18.00           ,
Fixed P Spec Active      , Not Active       , Not Active       ,
Other Equipment in Column Flowsheet

```

Holdup Details

	Pressure, (psia),	Volume, (ft3),	Bulk Liquid Volume (ft3)
Condenser,	0.0000,	0.0000,	LL
1__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
2__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
3__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
4__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
5__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
6__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
7__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
8__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
9__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
10__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
Reboiler,	0.0000,	0.0000,	LL

TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES

Column Temperature / Pressure Profile

Column Stage,	Temperature, (F),	Pressure (psia)
Condenser,	40.73,	18.00
1__Main TS,	215.6,	18.00
2__Main TS,	244.1,	18.22
3__Main TS,	295.4,	18.44
4__Main TS,	327.9,	18.67
5__Main TS,	339.2,	18.89
6__Main TS,	351.9,	19.11
7__Main TS,	354.9,	19.33
8__Main TS,	356.1,	19.56
9__Main TS,	356.9,	19.78
10__Main TS,	359.0,	20.00
Reboiler,	395.0,	20.00

Column Flow Profile

Column Stage,	Vapour, (lbmole/hr),	Liquid, (lbmole/hr),	Vapour, (lb/hr),	Liquid, (lb/hr),	Vapour, (barrel/day),	Liquid (barrel/day)
Condenser,	6.285e-06,	2570,	0.0001071,	4.599e+04,	1.187e-05,	3438
1__Main TS,	3084,	2740,	5.519e+04,	5.292e+04,	4125,	3628
2__Main TS,	3254,	2455,	6.212e+04,	7.550e+04,	4315,	5124
3__Main TS,	2969,	2254,	8.470e+04,	1.097e+05,	5811,	7402
4__Main TS,	2768,	2264,	1.189e+05,	1.281e+05,	8089,	8627
5__Main TS,	2778,	2184,	1.373e+05,	1.296e+05,	9315,	8713
6__Main TS,	2119,	2221,	1.241e+05,	1.361e+05,	8357,	9146
7__Main TS,	2155,	2230,	1.306e+05,	1.375e+05,	8790,	9242
8__Main TS,	2164,	2234,	1.320e+05,	1.379e+05,	8887,	9269
9__Main TS,	2168,	2231,	1.324e+05,	1.379e+05,	8913,	9266
10__Main TS,	2166,	2117,	1.323e+05,	1.329e+05,	8910,	8904
Reboiler,	2051,	65.89,	1.273e+05,	5529,	8549,	355.4

Column Properties Profile

Stage,	Surface Tension, (dyne/cm),	Mole Wt., (Vapour),	Mole Wt., (Liquid),	Viscosity (Vapour), (cP),	Viscosity (Liquid) (cP)
Condenser,	68.77,	17.04,	17.90,	0.007735,	0.9742
1__Main TS,	57.46,	17.90,	19.32,	0.009416,	0.3385
2__Main TS,	48.63,	19.09,	30.76,	0.009835,	0.8790
3__Main TS,	34.28,	28.53,	48.68,	0.009944,	1.336
4__Main TS,	27.26,	42.96,	56.55,	0.008458,	1.273
5__Main TS,	25.55,	49.40,	59.33,	0.007844,	1.201
6__Main TS,	23.45,	58.57,	61.26,	0.007030,	1.120
7__Main TS,	22.99,	60.57,	61.66,	0.006879,	1.101
8__Main TS,	22.84,	60.99,	61.75,	0.006855,	1.093
9__Main TS,	22.78,	61.07,	61.79,	0.006856,	1.086
10__Main TS,	23.39,	61.11,	62.77,	0.006877,	1.064
Reboiler,	30.13,	62.09,	83.91,	0.007242,	0.7502

Stage, (Btu/hr-ft-F)	Mass Density, (Vapour) (lb/ft3),	Mass Density, (Liquid) (lb/ft3),	Molar Density, (Vapour) (lbmole/ft3),	Molar Density, (Liquid) (lbmole/ft3),	Thermal Cond. (Vapour)
Condenser,	0.05710,	58.99,	0.003352,	3.296,	0.01399
1__Main TS,	0.04445,	58.40,	0.002484,	3.023,	0.01504
2__Main TS,	0.04607,	54.45,	0.002413,	1.770,	0.01482
3__Main TS,	0.06495,	51.98,	0.002276,	1.068,	0.01483
4__Main TS,	0.09489,	51.23,	0.002209,	0.9059,	0.01393
5__Main TS,	0.1088,	51.12,	0.002203,	0.8616,	0.01355
6__Main TS,	0.1285,	50.77,	0.002194,	0.8287,	0.01287
7__Main TS,	0.1340,	50.68,	0.002212,	0.8218,	0.01277
8__Main TS,	0.1362,	50.63,	0.002234,	0.8200,	0.01277
9__Main TS,	0.1378,	50.60,	0.002257,	0.8189,	0.01279
10__Main TS,	0.1391,	50.70,	0.002277,	0.8078,	0.01283
Reboiler,	0.1354,	52.92,	0.002181,	0.6306,	0.01354

Stage, (Liquid)	Thermal Cond., (Liquid) (Btu/hr-ft-F),	Heat Cap. (Vapour), (Btu/lbmole-F),	Heat Cap. (Liquid), (Btu/lbmole-F),	Heat Cap. (Vapour), (Btu/lb-F),	Heat Cap. (Btu/lb-F)
Condenser,	0.3300,	8.419,	18.30,	0.4942,	1.022
1__Main TS,	0.3813,	9.144,	19.02,	0.5109,	0.9845
2__Main TS,	0.2776,	9.412,	27.52,	0.4929,	0.8946
3__Main TS,	0.1471,	12.71,	42.03,	0.4456,	0.8633
4__Main TS,	0.1024,	18.78,	49.31,	0.4371,	0.8719
5__Main TS,	0.09157,	21.64,	51.49,	0.4381,	0.8678
6__Main TS,	0.08190,	25.75,	53.66,	0.4396,	0.8759
7__Main TS,	0.07990,	26.68,	54.14,	0.4404,	0.8780
8__Main TS,	0.07943,	26.88,	54.26,	0.4408,	0.8788
9__Main TS,	0.07925,	26.94,	54.32,	0.4411,	0.8791
10__Main TS,	0.07890,	26.99,	54.40,	0.4416,	0.8666
Reboiler,	0.07378,	27.71,	56.51,	0.4462,	0.6735

Column Composition Profile : Vapour Mole Fractions

Tray Number	MEAmine	TEAmine	DEAmine	C2Oxide	Ammonia	H2O
Condenser	9.581e-09	9.998e-31	1.194e-20	0.0000	0.9940	
0.005964						
1__Main TS	0.0007217	4.346e-23	2.477e-13	0.0000	0.1515	
0.8478						
2__Main TS	0.02561	9.625e-19	7.976e-11	0.0000	0.02532	
0.9491						
3__Main TS	0.2448	2.153e-14	2.204e-08	0.0000	0.02647	
0.7287						
4__Main TS	0.5799	1.933e-10	2.579e-06	0.0000	0.02836	
0.3917						
5__Main TS	0.7291	8.118e-07	0.0001597	0.0000	0.02824	
0.2425						
6__Main TS	0.9412	1.091e-06	0.0002020	0.0000	0.0002688	
0.05836						
7__Main TS	0.9876	1.159e-06	0.0002115	0.0000	2.410e-06	
0.01216						
8__Main TS	0.9973	1.181e-06	0.0002144	0.0000	2.150e-08	
0.002471						
9__Main TS	0.9993	1.197e-06	0.0002284	0.0000	1.924e-10	
0.0005005						
10__Main TS	0.9991	1.472e-06	0.0007695	0.0000	1.733e-12	
0.0001013						
Reboiler	0.9773	0.0002038	0.02244	0.0000	1.585e-14	
1.972e-05						

Column Composition Profile : Liquid Mole Fractions

Tray Number	MEAmine	TEAmine	DEAmine	C2Oxide	Ammonia	H2O
Condenser	0.0007217	4.346e-23	2.477e-13	0.0000	0.1515	
0.8478						
1__Main TS	0.03028	1.143e-18	9.467e-11	0.0000	0.001659	
0.9681						
2__Main TS	0.2959	2.604e-14	2.665e-08	0.0000	0.0002398	
0.7038						
3__Main TS	0.7120	2.374e-10	3.168e-06	0.0000	0.0002877	
0.2877						
4__Main TS	0.8944	9.961e-07	0.0001960	0.0000	0.0002705	
0.1051						
5__Main TS	0.9304	0.003111	0.009603	0.0000	0.0002607	
0.05660						
6__Main TS	0.9757	0.003059	0.009456	0.0000	2.339e-06	
0.01180						
7__Main TS	0.9851	0.003047	0.009422	0.0000	2.086e-08	
0.002398						
8__Main TS	0.9871	0.003042	0.009422	0.0000	1.868e-10	
0.0004858						
9__Main TS	0.9869	0.003045	0.009955	0.0000	1.682e-12	
9.837e-05						
10__Main TS	0.9651	0.003407	0.03145	0.0000	1.536e-14	
1.917e-05						

```

Reboiler      , 0.5850      , 0.1031      , 0.3119      , 0.0000      , 1.485e-16
1.918e-06
Column Heavy/Light Key Component Ratios Profile

Key Components

Light Key,      Chosen,      Heavy Key,      Chosen
MEAmine,        Off,          MEAmine,        Off
TEAmine,        Off,          TEAmine,        Off
DEAmine,        Off,          DEAmine,        Off
C2Oxide,        Off,          C2Oxide,        Off
Ammonia,        Off,          Ammonia,        Off
H2O,            Off,          H2O,            Off
Component Ratios

Stage,          Vapour,      Liquid
Condenser,      LL,          LL
1__Main TS,    LL,          LL
2__Main TS,    LL,          LL
3__Main TS,    LL,          LL
4__Main TS,    LL,          LL
5__Main TS,    LL,          LL
6__Main TS,    LL,          LL
7__Main TS,    LL,          LL
8__Main TS,    LL,          LL
9__Main TS,    LL,          LL
10__Main TS,   LL,          LL
Reboiler,      LL,          LL
Column K-Values Profile

Tray Number    , MEAmine      , TEAmine      , DEAmine      , C2Oxide      , Ammonia      , H2O
Condenser      , 1.328e-05    , 2.300e-08    , 4.820e-08    , LL           , 6.563        ,
0.007035
1__Main TS     , 0.02383     , 3.802e-05    , 0.002616    , LL           , 91.30        ,
0.8758
2__Main TS     , 0.08656     , 3.696e-05    , 0.002992    , LL           , 84.46        , 1.348
3__Main TS     , 0.3438     , 9.071e-05    , 0.006958    , LL           , 92.00        , 2.533
4__Main TS     , 0.6484     , 0.0001941    , 0.01316     , LL           , 104.8        , 3.728
5__Main TS     , 0.7836     , 0.0002610    , 0.01663     , LL           , 108.3        , 4.285
6__Main TS     , 0.9646     , 0.0003566    , 0.02136     , LL           , 114.9        , 4.946
7__Main TS     , 1.003      , 0.0003804    , 0.02245     , LL           , 115.5        , 5.070
8__Main TS     , 1.010      , 0.0003881    , 0.02276     , LL           , 115.1        , 5.087
9__Main TS     , 1.013      , 0.0003931    , 0.02294     , LL           , 114.4        , 5.088
10__Main TS    , 1.035      , 0.0004319    , 0.02447     , LL           , 112.8        , 5.286
Reboiler      , 1.671      , 0.001977     , 0.07194     , LL           , 106.7        , 10.28
    
```

Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198) ,

Se observa información correspondiente a las conexiones del equipo, resumen de especificaciones, perfiles por plato de algunas de las variables de diseño y adicionalmente información sobre las propiedades de cada corrientes, las etapas de alimentación y extracción, además la base sobre la que están expresados los valores de las variables. Esta información es la requerida posteriormente en las hojas de datos de los equipos

3.3.- Formatos de Bases de Datos para Modelos Tridimensionales.

El reporte anterior es la salida directa del simulador de procesos, sin embargo, será necesario disponer la información en formatos de bases de datos relacionales de acuerdo a lo requerido por el modelo tridimensional inteligente, que generalmente es una tabla conteniendo los campos, descripción de cada campo, tipo de dato que contiene y longitud, como se muestra en las tablas que a continuación se presentan.

Lista de Equipo (ListEq.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
TAG	Número de identificación	C	20	---
DESC	Descripción del equipo	C	50	---
CANT	Número de equipos similares requeridos	N	2	---
CAPACID	Capacidad	N	10	2
MATCONS	Materiales de Construcción	C	30	---
REQCIME	Requerimientos de cimentación para el equipo	C	10	---
HD	Hoja de datos del equipo	C	12	---
DTI	DTI en donde se encuentra	C	12	---
PLG	PLG donde se encuentra	C	12	---
BME	Balance de materia y energía del equipo	C	12	---

Balance de materia y energía (BME.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
CORRIENTE	Corriente de entrada	C	50	---
PRESION	Presión de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
TEMPERAT	Temperatura de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
FASE	Fase sólida, líquida, vapor	C	3	---
Xi....Xn	Composición (%peso) componente i de la corriente en fase líquida	N	8	6
Yi....Yn	Composición (%peso) componente i de la corriente en fase vapor	N	8	6
xi....xn	Composición (% mol) componente i de la corriente en fase líquida	N	8	6
yi....yn	Composición (%mol) componente i de la corriente en fase vapor	N	8	6
FMASICO	Flujo másico	N	10	2
FLUJOVOL	Flujo volumétrico	N	10	2

Tubería M Corrientes de Materia (TubMat.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
LINEA	Número de Línea	C	50	---
PRESION	Presión de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
TEMPERAT	Temperatura de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
FASE	Fase sólida, líquida, vapor	C	3	---
DENSIDAD	Densidad de la corriente	N	10	2
FMASICO	Flujo másico	N	10	2
FLUJOVOL	Flujo volumétrico	N	10	2
VISC	Viscosidad de la corriente	N	10	2
AISLAM	Características del aislamiento	C	30	---

Tubería E Corrientes de Energía (TubEne.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
LINEA	Número de Línea	C	50	---
PRESION	Presión de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
TEMPERAT	Temperatura de la corriente de proceso que lleva la línea	N	10	2
FASE	Fase sólida, líquida, vapor	C	3	---
Q	Calor de la corriente	N	10	2

Hoja de Datos Columna (HDCol.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
TAG	Identificación del equipo	C	20	---
TIPO	Tipo de columna	C	30	---
Pf	Presión de la corriente de alimentación	N	10	2
Tf	Temperatura de la corriente de alimentación	N	10	2
Px	Presión de la corriente del fondo de la torre	N	10	2
Tx	Temperatura de la corriente del fondo de la torre	N	10	2
Py	Presión de la corriente del domo de la torre	N	10	2
Ty	Temperatura de la corriente del domo de la torre	N	10	2
NPLATOS	Número de platos teóricos	N	3	---
Fi...Fn	Composiciones en la alimentación	N	8	6
Xi...Xn	Composiciones en el fondo de la torre	N	8	6
Yi...Yn	Composiciones en el domo de la torre	N	8	6
REFLUJO	Realación de reflujo	N	10	2
DEST	Flujo de destilado	N	10	2

Hoja de Datos Reactor (HDReact.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
TAG	Identificación del equipo	C	20	---
VOL	Volumen	N	10	2
TIPO	Continuo, lotes, etc	C	30	---
Eft,.... Efn	Eficiencia	N	6	2
Qr	Calor de reacción	N	10	2
R1....., Rn	Velocidad de reacción	N	10	2

Hoja de Datos Cambiador de Calor (HDCamCal.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
TAG	Número de Línea	C	20	---
TIPO	Tipo de cambiador de calor	C	30	---
Qt	Carga térmica	N	10	2
COREN	Corriente de proceso o servicio que entra al cambiador	C	10	---
CORSAL	Corriente de proceso o servicio que sale del cambiador	C	10	---
FCOREN	Flujo de COREN	N	10	2
FCORSAL	Flujo de CORSAL	N	10	2
TentFcal	Temperatura de entrada del fluido caliente	N	10	2
TsalFcal	Temperatura de salida del fluido caliente	N	10	2
TentFfri	Temperatura de entrada del fluido frío	N	10	2
TsalFfri	Temperatura de salida del fluido frío	N	10	2
Pop	Presión de operación del equipo	N	10	2
Pdiseno	Presión de diseño	N	10	2
DeltaP	Caida de presión en el equipo	N	10	2
Fensc	Factor de ensuciamiento	N	10	2

Hoja de Datos Bombas (HDBomba.DBF)

Nombre del Campo	Descripción del Campo	Tipo	Longitud	Decimales
TAG	Identificación del equipo	C	20	---
TIPO	Tipo de bomba	C	30	---
Qv	Gasto volumétrico	N	12	2
Qm	Gasto másico	N	12	2
Hssuc	Carga estática de succión	N	10	2
Hdesc	Carga estática de descarga	N	10	2
Hdsuc	Carga dinámica de succión	N	10	2
Hddesc	Carga dinámica de descarga	N	10	2
Hf	Pérdidas por fricción	N	10	2
CDT	Carga dinámica total	N	10	2
Pvap	Presión de vapor de fluido manejado	N	10	2
Hv	Carga de velocidades (energía cinética)	N	10	2
NPSH	Carga neta positiva de succión	N	10	2
P	Presión absoluta	N	10	2
BHP	Potencia al freno	N	10	2

A continuación se incluyen formatos de salida de diversos equipos y su transformación en formato DBF para ser integrados al modelo tridimensional inteligente mediante las herramientas de integración "Integration Tools".

Estas formas de salida aún requieren ser automatizadas y representan el paso siguiente en las salidas del simulador.

BASES DE DATOS PARA MODELOS TRIDIMENSIONALES
(EJEMPLO ETANOLAMINAS)

BME.DBF

CORRIENTE	PRECION	TEMPERAT	FASE	X1	X2	X3	X4	X5	X6	Y1	Y2	Y3	Y4	Y5	Y6	FMASICO	FLUJOVOL
AlimProdR100	132.20	30.01	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								8321.00	
AlimV100a	132.20	30.01	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								15670.00	
AlimV100b	132.20	115.50	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600		0.061300	0.032400	0.010700	0.206100	0.016000		15670.00	
AlimV100c	25.00	80.01	LV													15670.00	
Calef100																	
CondC012																	
CondC014																	
CondC011																	
DomTK100	132.20	30.01	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600					0.994000	0.016000		0.00	
DomV100	25.00	80.01	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600							0.994000	541.20	
FondTK100	132.20	30.01	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								9321.00	
FondTK101	25.00	80.01	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								753.00	
FondTK102	10.00	317.70	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								2169.00	
FondTK103	10.00	409.60	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								978.60	
FondTK104	10.00	671.80	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								14730.00	
FondV100	25.00	80.01	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								14730.00	
FondV100a	25.00	80.02	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								14730.00	
FondV100b	22.00	629.50	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								753.00	
FondV100c	22.00	80.01	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600					0.994000	0.016000		753.00	
H2O2ALMAC	25.00	80.01	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600					0.994000	0.016000		188.20	
H2O2EBC	25.00	80.01	VAP	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								2331.00	
ProdReacC01(HEA)	10.00	317.70	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								2169.00	
ProdReacC02(HEA)	10.00	409.60	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								978.60	
ProdReacC03(HEA)	10.00	671.80	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								14730.00	
ProdReacC04	10.00	317.70	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								978.60	
ProdReacC05	10.00	409.60	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								14730.00	
ProdReacC06(HEA)	10.00	671.80	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600								14730.00	
ProdR100	132.20	30.01	LIQ	0.061300	0.032400	0.010700	0.008100	0.687600		0.000700			0.165000	0.016000		8337.00	
RECIRCAMONIA	10.00	40.93	LV														
Rehnc011																	
Rehnc012																	
Rehnc014																	
Rehnc011																	
VapCaliAlimV100																	
vapR100	132.20	30.01	VAP														
vapTK101	25.00	80.01	VAP							0.995000	0.000500		0.995000	0.016000		0.00	
vapTK102	10.00	317.70	VAP													0.00	
vapTK103	10.00	409.60	VAP													0.00	
vapTK104	10.00	671.80	VAP													0.00	

ListEq.DBF

TAG	DESC	CANT	CAPACID	UNIDADES	MATCONS	RECCIME	HD	DTI	PLG	BME
T100	TORRE DE DESTILACION DE AGUA	1	9195.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
T101	TORRE DE DESTILACION DE MEA	1	2381.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
T102	TORRE DE DESTILACION DE DEA	1	2168.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
R100	REACTOR ETANOLAMINAS (CORRE DE Etanol/ Amoniaco)	1	2499.00	lb/hr	A.L.	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
E100	BOMBA DE ALIMENTACION A TREN DE DESTILACION	2	14730.00	MMBTU/hr	A.C. recubrimiento metal	NO		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
E101	PRECALENTADOR CORRIENTE ALIMENTACION A V100	1	1.15	MMBTU/hr	A.G./A.C. recubrimiento en int.	NO		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
M100	MEZCLADOR DE CORRIENTES RECIRCULACION AMONIACO	1	9387.00	lb/hr	A.C./A.C. recubrimiento metal	NO		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
V1V-100	VALVULA DE CONTROL ALIMENTACION A V100	1	15870.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	NO		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
TEE-101	BIFURCACION DE CORRIENTE DE SALIDA DOMO V-100	1	2499.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	NO		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
TK100	TANQUE ALMACENAMIENTO AMONIACO A RECIRCULAR	1	300.00	mtcibicos	A.C. recub. epoxico	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
TK101	TANQUE ALMACENAMIENTO MEA	1	17.00	mtcibicos	A.C. recub. epoxico	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
TK102	TANQUE ALMACENAMIENTO DEA	1	26.00	mtcibicos	A.C. recub. epoxico	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
TK103	TANQUE ALMACENAMIENTO MEA	1	22.00	mtcibicos	A.C. recub. epoxico	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
TK104	TANQUE ALMACENAMIENTO TEA	1	10.00	mtcibicos	A.C. recub. epoxico	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100
V100	SEPARADOR DE AMONIACO TREN DE AGUA	1	15870.00	lb/hr	A.C. recubrimiento metal	SI		DT1-001100	PLG-001100	BME-001100

**BASES DE DATOS PARA MODELOS TRIDIMENSIONALES
(EJEMPLO ETANOLAMINAS)**

TubMat.DBF

LINEA	PRENSION	TEMPERAT	FASE	DENSIDAD	FMASICO	FLUJOVOL	VISC	ASLAM
01-100-2-ESP-01	30.00	200.00	LIQ	1.10	15000.00	20000.00	1.00	FIBRA VIDRIO

TubEne.DBF

LINEA	PRENSION	TEMPERAT	FASE	Q
01-100-2-ESP-01	30.00	200.00	LIQ	5000000.000

HDCol.DBF

TAG	TIPO	PF	TF	PX	TX	PY	TY	NPLATOS	F1	F2	F3	F4	F5	F6
T-100	PLATOS (Presion)	22.00	529.90	18.00	40.73	20.00	395.00		0.067100	0.035400	0.011700	0.134200	0.751500	0.000000
T-101	PLATOS (Atmosfera)	20.00	395.90	13.00	534.10	10.00	317.70		0.585900	0.311900	0.103500			0.000000
T-102	PLATOS (Vacio)	13.00	534.10	13.00	671.80	10.00	499.80	10	0.746200	0.756900	0.256900			0.000000
V-100	ET. ASH	25.00	80.01	25.00	80.01	25.00	80.01	NA	0.061300	0.033400	0.010700	0.208100	0.887600	0.000000

TAG	TIPO	X1	X2	X3	X4	X5	X6	Y1	Y2	Y3	Y4	Y5	Y6	REFLUJO	DESB
T-100	PLATOS (Presion)	0.365000	0.311900	0.103100	0.000000	0.000000	0.000000	0.000700	0.000000	0.000000	0.151600	0.847800	0.000000	0.00	9195.00
T-101	PLATOS (Atmosfera)	0.746200	0.746200	0.256900	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.00	2381.00
T-102	PLATOS (Vacio)	1.000000	1.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	2.00	2161.00
V-100	ET. ASH	0.067100	0.035400	0.010700	0.134200	0.231500	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.0116000	0.000000	0.00	541.20

HDRect.DBF

TAG	VOL	TIPO	EF1	EF2	EF3	QR	R1	R2	R3
E-100	33.31	SEMI BATCH	66.00	90.10	100.00	10.00	62.67	10.83	32.77

HD Cam Cal.DBF

TAG	TIPO	QT	CORSA	FOREIN	FCORSA	TENTFCAL	TASIFCAL	TENTFFRI	TSALFFRI	POP	PDISENO	DELTAP	FENSC
E-100	TUBOS Y CORAZA	14.00	Forn01-b	579.00	579.00			80.02	80.02	529.90	27.00	57.00	2.00

HDBomba.DBF

TAG	TIPO	QV	QM	HSSUC	HSDESC	HDSUC	HDDESC	HF	CDT	PVAP	NPSH	P	BHP
P-100	CENTRIFUGA	1043	14730.00	5.00	20.00	7.00	25.00	5.00	35.00	1.00	3.00	16.00	2.00

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO 4.1

Transferencia de Masa (Columnas)

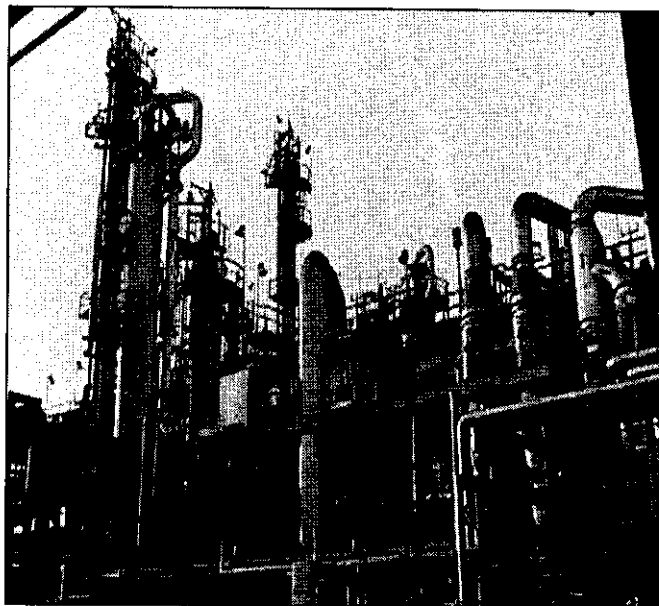
**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES**

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

CAPÍTULO 4.1 Transferencia de Masa (Columnas)

Este capítulo sintetiza los puntos de mayor relevancia a considerar en la simulación y diseño termodinámico de columnas de destilación. No se pretende aquí agotar el tema ya que existen excelentes libros especializados en torres de destilación y artículos de revistas técnicas que cubren con mucho los detalles teóricos de los procesos de transferencia de masa. Sin embargo, lo que se presenta a continuación es un resumen de los



aspectos más importantes expuestos de tal manera que orientados a la simulación de procesos permitan llevar cabo simulaciones con el soporte teórico necesario. De esta manera, se podrán interpretar los cálculos y resultados que se obtengan con el simulador de una manera adecuada.

Llevar a cabo una separación mediante destilación o absorción implica el conocimiento de las propiedades termodinámicas de los componentes de las mezclas, tales como datos de equilibrio resultado de la experimentación o de modelos de equilibrio, conocimiento de coeficientes binarios, propiedades físicas, entalpías de mezclas, calores latentes, etc.

Existen diversos métodos para calcular una torre, sin embargo, todos se basan en balances de materia y energía llevados a cabo en la sección de enriquecimiento, en la sección de agotamiento y en el plato de alimentación.

Por otro lado las características y dimensiones de una torre están definidas por las condiciones y composiciones de la alimentación, el destilado y los fondos, así como de las condiciones de reflujo y los requerimientos de calor y enfriamiento.

Los métodos gráficos de Ponchon y Savarit y de McCabe-Thiele para mezclas binarias son fundamentales para la comprensión del fenómeno de destilación, aún de mezclas multicomponentes. Estos métodos presentan algunas diferencias que los hacen adecuados bajo ciertas circunstancias. Así, si se disponen de datos experimentales de entalpía-composición es posible utilizar el primero de estos métodos y efectuar un diseño más preciso, sin embargo, cuando esta información no está disponible el segundo método resulta adecuado.

Las diferencias estriban en que al carecer de información detallada de entalpías, el trazado de las curvas de operación de las secciones de enriquecimiento y de agotamiento se sustituye por el trazado de sendas rectas, con resultados generalmente satisfactorios.

Método de Ponchon y Savarit

La determinación del número de platos puede efectuarse de manera gráfica para lo cual es necesario en el caso del método de Ponchon y Savarit el trazado de:

- Las curvas de entalpía vs concentración para líquido y vapor saturados;
- La curva de equilibrio con información experimental o resultante de los modelos de equilibrio desarrollados;
- Las curvas de operación de las secciones de enriquecimiento y de agotamiento que como ya se indicó son producto de balances de materia y energía, a través de los cuales se obtienen los puntos de diferencia de masa y calor¹.

A continuación se presenta una lista que permite visualizar en detalle los pasos a seguir para el cálculo de una torre por el presente método.

- Definir las corrientes de alimentación, destilado y fondos de la torre.

¹ Punto de diferencia de la sección de enriquecimiento se denomina a un punto en el diagrama H vs x,y , cuyas coordenadas (Q' , Z_D) representan la diferencia de flujo de calor y la diferencia de flujo del componente i que salen por el domo de la torre respectivamente (ver Fig 1). Se define de manera similar el punto de diferencia de la sección de agotamiento, las ecuaciones que a continuación se presentan explican el por qué se han denominado puntos de diferencia:

$$\begin{array}{ll} G_{n+1} Y_{i(n+1)} - L_n x_n = D z_D & G_{n+1} H_{i(n+1)} - L_n H_{L,n} = D Q' \\ L_m x_G - G_{m+1} y_{m+1} = W x_W & L_m H_{L,m} - G_{m+1} H_{i(m+1)} = W Q'' \end{array}$$

- Trazar las curvas de entalpía-concentración (datos experimentales).
- Trazar la curva de equilibrio (datos experimentales o de modelos de equilibrio).
- Trazar la curva de operación de la sección de rectificación mediante la determinación de los puntos de diferencia de masa y calor.
- Trazar la curva de operación de la sección de agotamiento de manera análoga a la anterior.
- Trazar los platos para determinar el número de los mismos y el plato de alimentación.
- Dimensionar el equipo y desarrollar el diseño mecánico e hidráulico.

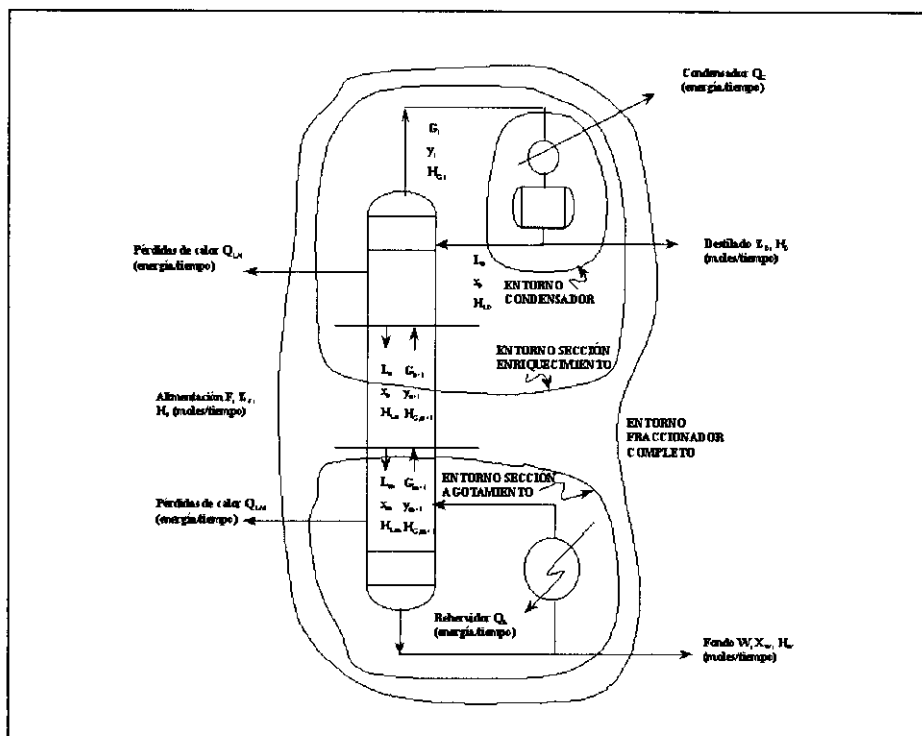


Fig. No.1 Entornos para establecer los balances de materia y energía en las diferentes secciones de una torre de destilación. Sección de enriquecimiento, sección de agotamiento, rehervidor, y fraccionador completo.

ESTA COPIA NO SALE DE LA BIBLIOTECA

Método de McCabe-Thiele

Por otro lado utilizando el método de McCabe Thiele la determinación del número de platos puede llevarse a cabo también de manera gráfica mediante el trazado de:

- La curva de equilibrio con información experimental o resultante de los modelos de equilibrio desarrollados;
- La curva de operación (que en este caso es recta) de la sección de enriquecimiento. Ésta se traza desde un punto que se encuentra sobre la línea trazada a 45° y con una composición igual a la del destilado hasta una ordenada al origen resultado de la determinación de la relación de reflujo;
- Recta de las q cuya ecuación es $y = qx / (q-1) - Z_F / (q-1)$, en donde q representa el calor necesario para convertir un mol de mezcla de alimentación (H_F) hasta un vapor saturado (H_G) dividido por el calor latente ($H_F - H_G$).
- La curva (también recta) de operación de la sección de agotamiento. El trazado de esta recta se lleva a cabo a partir del punto ubicado sobre la recta de 45° con una composición igual a la de los fondos, hasta el punto en que se cortan la línea de operación de enriquecimiento y la línea del estado térmico de la alimentación (la línea de las q).

Es importante hacer hincapié en la relación de reflujo óptima que se encuentra entre los límites de la relación de reflujo mínima y la relación de reflujo total.

La relación de reflujo se define como $R = L/D$ en donde L es el líquido que fluye a través de la torre hacia el fondo y D el destilado sacado del equipo. Al especificar una relación de reflujo total significa que D adquiere un valor de cero en tanto que el valor de R se vuelve infinito, por lo que la ordenada al origen de la curva de operación de la sección de enriquecimiento se vuelve cero y en consecuencia las curvas, tanto la de enriquecimiento como la de agotamiento coinciden con la recta a 45° y se obtiene un número de platos mínimo y una cantidad de calor infinita requerida en el rehervidor así como una capacidad infinita de enfriamiento en el condensador para obtener la separación deseada.

Por el contrario si se reduce la relación de reflujo, R tiende a cero y la ordenada al origen de la curva de operación de la sección de enriquecimiento crece hasta que el punto de intersección de esta curva con la recta de las q que define el estado térmico de la alimentación, toca a la curva de equilibrio obteniéndose un número infinito de platos, un mínimo de calor en el rehervidor y un mínimo de capacidad de enfriamiento en el condensador.

A continuación se presenta una lista que permite visualizar en detalle los pasos a seguir para el cálculo de una torre por el presente método.

- Definir las corrientes de alimentación, destilado y fondos de la torre.
- Definir la relación de reflujo $R=L/D$.
- Trazar la curva de operación de la sección de rectificación (recta).
- Trazar la recta del estado térmico de la alimentación.
- Trazar la curva de operación de la sección de agotamiento (recta).
- Trazar platos para determinar el número de los mismos y el plato de alimentación.
- Dimensionar el equipo y desarrollar el diseño mecánico e hidráulico.

Una vez trazadas la gráficas como anteriormente se especificó para ambos métodos, la determinación del número de platos y del plato de alimentación debe hacerse de tal suerte que el número de estos en el equipo sea mínimo y esto se logra al trazar una línea escalonada que va horizontalmente desde el punto sobre la recta a 45° y de composición igual a la del destilado, hacia la curva de equilibrio, en este punto se baja de manera vertical hasta cortar la línea de operación de la sección de enriquecimiento, continuar el proceso de trazado hasta que sea posible cortar de manera vertical con la línea de operación de la sección de agotamiento después de pasar por el punto de intersección de ambas líneas de operación. **El cambio de línea de operación indica el plato de alimentación**, y cada escalón en la línea quebrada representa un plato teórico, quedando determinado lo que se quería calcular (Fig.No.4.1.1).

El proceso de cálculo anterior resulta sumamente elaborado cuando se lleva a cabo de manera manual, no obstante lo anterior resulta un cálculo simplificado cuando se compara con las técnicas para el diseño de columnas para separar mezclas multicomponentes.

Considerando que el simulador ya cuenta con los datos de equilibrio de la mezcla, resultado de una regresión de datos experimentales o bien de una aproximación de las curvas de equilibrio mediante modelos de equilibrio, el cálculo se simplifica enormemente. Asimismo, dado que cuenta con arreglos típicos de columnas y métodos normalizados (Ponchon y Savarit / McCabe-Thiele) de cálculo se establecen los balances de materia y energía correspondientes para determinar las curvas de operación tanto de la sección de rectificación como de la sección de agotamiento. Lo anterior es posible después de haber especificado las condiciones y composiciones de la corriente de entrada, así como de las corrientes de destilado y fondos del equipo, sin dejar de especificar la relación de reflujo.

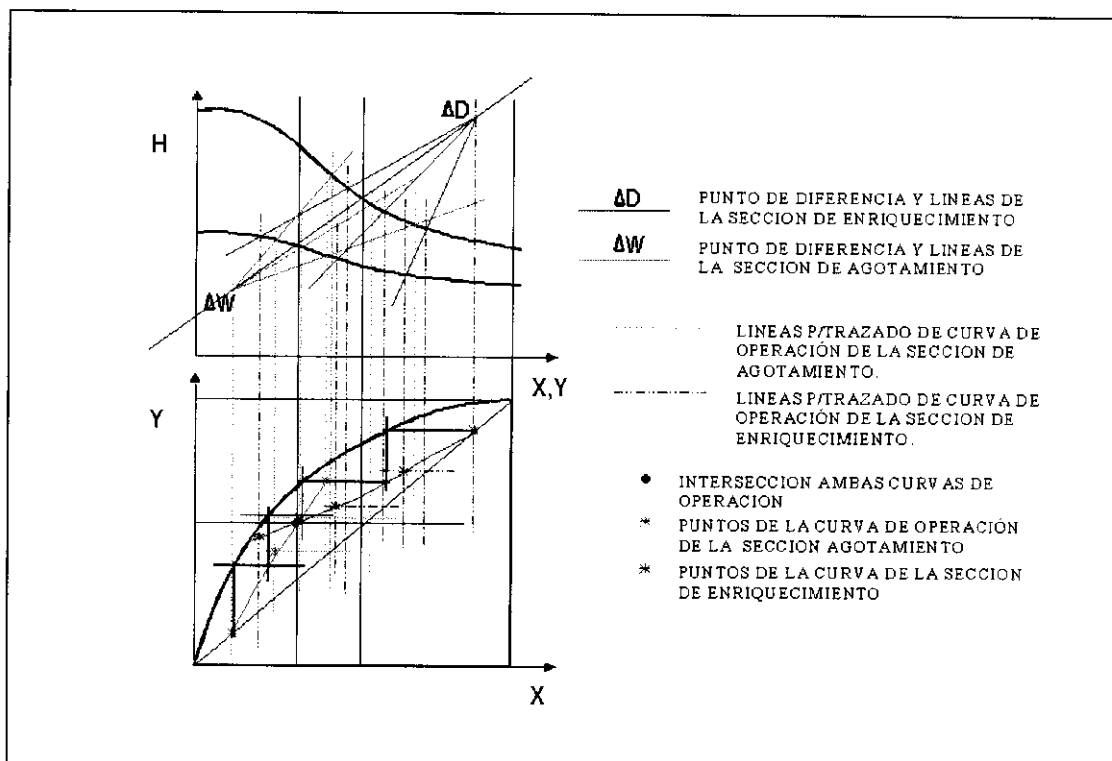
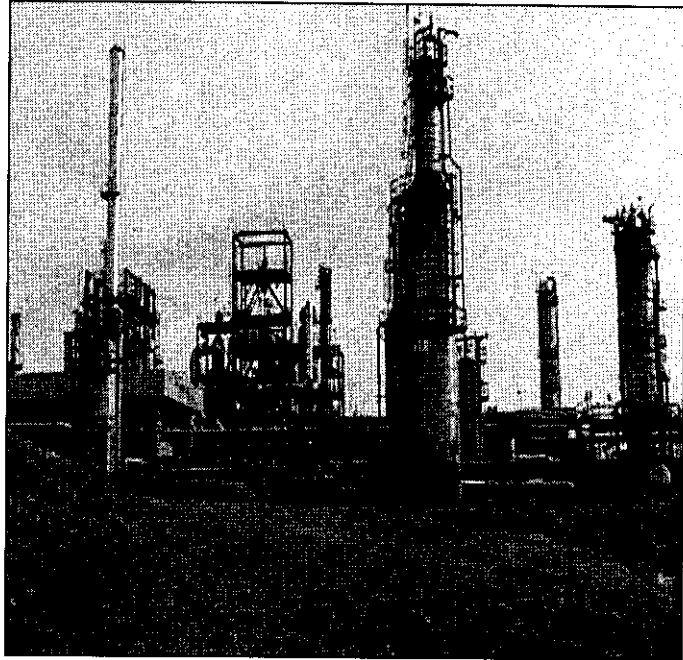


Fig. No.4.1.1

Mezclas de Multicomponentes.

El fundamento teórico para el cálculo de columnas de destilación de mezclas multicomponentes es el mismo que para las mezclas binarias, sin embargo, dada la gran dificultad de disponer de datos experimentales de equilibrio es conveniente expresar estos mediante coeficientes de distribución m_i y resolver el problema iterativamente.



La secuencia consiste en definir los componentes clave ligero y clave pesado para que en función a estos sean calculadas las volatilidades relativas que permiten posteriormente el cálculo de la relación mínima de reflujo, las composiciones en el destilado y fondo y la determinación del plato de alimentación.

Los componentes más volátiles se denominan ligeros mientras que los menos volátiles se denominan pesados. Aquel componente ligero que se encuentra en cantidades apreciables en el residuo se denomina clave ligero, de la misma manera aquel componente pesado que se encuentra en cantidades apreciables en el destilado se denomina clave pesado. Si todos los componentes se encuentran en el residuo en cantidades apreciables entonces aquel más volátil es el que se denomina clave ligero y viceversa si todos los componentes se encuentran en el destilado en cantidades apreciables aquel que es menos volátil se denomina clave pesado, de tal manera que los componentes clave siempre son aquellos que se distinguen del resto de los componentes.

La relación mínima de reflujo viene dada por la ecuación sugerida por Shiras y colaboradores como a continuación se indica

$$x_{i,n}, D / z_i, F = (\alpha_i - 1)(x_{iD}D) / (\alpha_{ik} - 1)(z_{iF}F) + (\alpha_{ik} - \alpha_i)(x_{iD}D) / (\alpha_{ik} - 1)(z_{iF}F)$$

$$\sum \alpha_i z_{iF} F / (\alpha_i - \phi) = F(1 - q)$$

$$\sum \alpha_j x_{jD} D / (\alpha_j - \phi) = D(R_m + 1)$$

Seguido a este cálculo se efectúa el cálculo de la relación de reflujo total mediante la ecuación

$$x_{j,D} D / x_{j,w} W = \alpha_{j,m}^{N_m+1} (x_{hd} D) / (x_{hw} W)$$

En donde N_m+1 está dado por la ecuación de Fenske

$$N_m + 1 = [\log[(x_d / (1 - x_d)) * (1 - x_w) / x_w]] / \log \alpha_{pr}$$

para que con estas dos determinaciones sea calculada la composición de los productos mediante una interpolación.

Finalmente se lleva a cabo la determinación del plato de alimentación.

El método de Thiele y Geddes para el diseño de columnas de destilación de mezclas multicomponentes es uno de los más confiables, éste parte del hecho de que se conocen inicialmente el No. de platos del equipo a diseñar, el plato de alimentación, la relación de reflujo, el perfil de temperaturas a través del equipo, la composición y el estado térmico de la alimentación. Con lo anterior se procede a calcular el destilado y los fondos de manera tabular quedando así resuelto el problema.

Es claro que el diseño de una torre para destilar mezclas multicomponentes exige la utilización de ordenadores que permitan sistematizar y agilizar las operaciones de carácter repetitivo para mostrar los resultados de manera tabular.

Un resumen de la secuencia de cálculo para resolver una columna de destilación de mezclas multicomponentes es:

- Determinación de los componentes clave ligero y clave pesado.
- Determinación de la relación mínima de reflujo .
- Determinación de la relación total de reflujo.
- Determinación de la composición de los productos mediante interpolación de los valores presentados por el reflujo mínimo y total.
- Determinación del plato de alimentación mediante el método de Thiele-Geddes.

En el simulador la secuencia de cálculo permite establecer diferentes corridas, dependiendo de las variables definidas inicialmente y aquellas que quedan por determinarse, un ejemplo de lo anterior es:

- Definir la corriente de alimentación.
- Proponer el número de platos del equipo (ahora esta variable es un dato).
- Determinar si el condensado es total, parcial o reflujo total.
- Definir las presiones en el condensador y en el rehevador.
- Especificar la relación de reflujo $R=L/D$.
- Especificar el flujo de destilado.
- Calcular las corrientes de destilado y fondos así como de las corrientes de energía.

Se observa que el punto de partida es diferente ya que para el caso de mezclas binarias el cálculo final es la determinación del número de platos en tanto que en el caso de mezclas multicomponentes el cálculo final son las corrientes de destilado y fondos así como las corrientes de energía. Sin embargo, lo que se puede concluir es que lo importante es cubrir los grados de libertad del sistema para que quede definido y entonces efectuar el cálculo de aquellas variables que no fueron definidas inicialmente.

Hojas de Datos de Equipo.

El cálculo termodinámico de torres se lleva a cabo por los métodos arriba mencionados. Este cálculo sienta las bases para un posterior desarrollo de la ingeniería de detalle del equipo de otras especialidades, es decir, el desarrollo del diseño mecánico, diseño hidráulico y diseño térmico.

La obtención de la ingeniería de detalle de otras especialidades diferentes a la de proceso de cada equipo cae fuera del alcance del presente trabajo, sin embargo, debido a que el resultado de esta ingeniería es condensado en las hojas de datos del equipo, que posteriormente sirve para solicitar cotizaciones a fabricantes o proveedores, a continuación se presentan hojas de datos para torres atmosférica (T-100) y de vacío (T-102).

Estas hojas de datos se han considerado ya que son uno de los documentos principales que deberá estar incluido en el modelo tridimensional (3D). Si bien es cierto que en este documento se vierte información que ya ha sido incluida como tabla en los formatos² de transferencia de modelos 3D, es deseable y recomendable contar esta información dispuesta como hoja de datos, de tal suerte que pueda ser consultada, copiada o editada para ser modificada.

En las hojas de datos han sido incluidos grupos que muestran información específica. En el primer grupo se muestran datos resultado de la simulación termodinámica, que es la que compete a este trabajo, tales como el diámetro, la altura, el tipo, las temperaturas de operación y diseño, las presiones de operación y diseño además de alguna información sobre materiales de fabricación.

En un segundo grupo denominado "platos" se incluye información sobre el número de platos, el tipo de estos, el espaciamiento y el material de construcción.

En el grupo "empaques" se incluye el tipo de empaque, la altura de la cama, el peso por cama y los materiales de construcción.

En el grupo denominado "boquillas" se incluye el detalle de éstas como la descripción o el servicio, diámetro o tamaño, cantidad, etc. Al final de la hoja se incluyen dos grupos uno de notas y el otro de cotas aplicables al dibujo.

² En el capítulo III se presentan las tablas de transferencia de información hacia modelos tridimensionales.

Finalmente se tienen dos grupos gráficos en donde se muestra por un lado el cuerpo de la torre, los platos, lechos, boquillas, etc., y por otro una gráfica que muestra los datos de equilibrio entalpía vs concentración (H vs X, Y) y X vs Y para el trazado de los platos. Esta información poco usual en las hojas de datos se ha introducido aquí ya que es el corazón en el diseño de torres y por su gran importancia debe ser información que debe tenerse a la mano.

CLIENTE: UNAM
PLANTA: ETANOLAMINAS
LOCALIZACIÓN: COTAZACOCOS, VER.
CLAVE DEL EQUIPO: T-102
SERVICIO: TORRE DE VACÍO

PROYECTO: IIEP 012690
HOJA: 1 DE 1
REQ / G.C. No:
No. DE UNIDADES: UNA

Tipo:	Platos					
Diámetros:	1,193	mm;	Y	mm		
Allura Total:	1789	mm	Faldón	(2)		
Temperatura de Operación:	Superior	308	°C	Inferior	355	°C
Temperatura de Diseño:	Superior	338	°C	Inferior	391	°C
Presión de Operación:	Superior	517	mmHg. man.	Inferior	672	mmHg
Presión de Diseño:	Superior	503	kg/cm ² man.	y vacío total		
Materiales:	Cuerpo:	A.C. (4)	Cabezas:	A.C.		
	Rec. int.	(4)	Esponsor:	(4)		
Corrosión Permisible:	Cascanón					
Relevado de Esfuerzos:	Por código					
Aislamiento:	Sí, por conservación de calor					

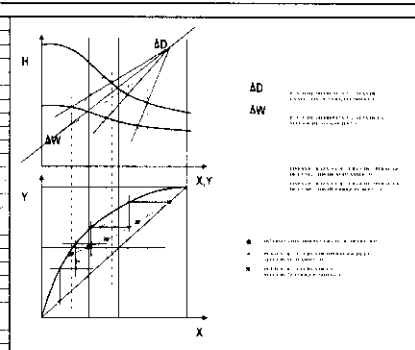
PLATOS					
No.	Tipo	No. de Pasos	Espaciamiento, mm	Material Platos	Material Unidad de Contacto
1-10	Perforado (10)	1	178.9	A.I. 316	

EMPAQUES				
No.	Tipo	Altura de Cama, mm	Peso por cama, kg	Material
1A	Grid	1,048	(8)	A.I.

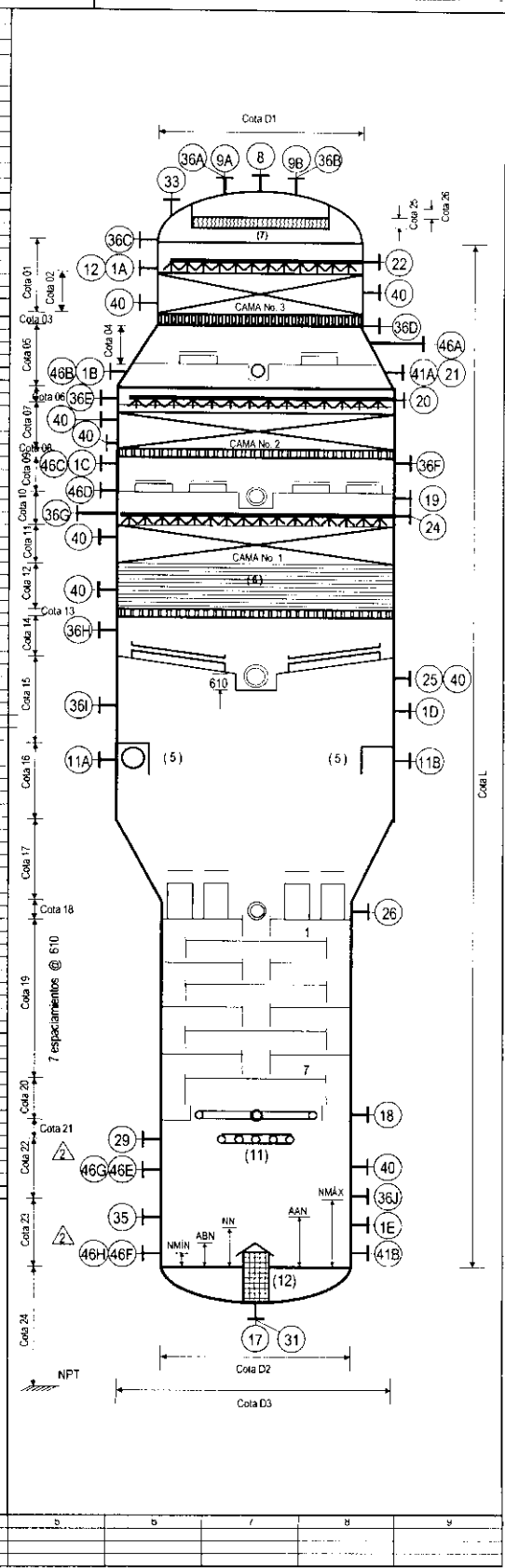
BUJILLAS				
Clave	No. Req.	Diám. Nom.	Servicio	
1	1	610	Registro de Hombra	
2			Registro de Hombra	
4			Registro de Hombra	
5			Registro de Hombra	
6			Registro de Mano	
7			Registro de Mano	
8	1	51	Salida de Vapor a	
9	1	25	Venteo	
10	1	25	A Sistema de Vacío	
11	1	25	Entrada de Reflujo de CondCo2	
12			Alimentación de ProdFondCo2	
13			Alimentación de Inhibidor de corrosión	
14			A (Rehervidor) (Bomba de Rehervidor)	
15			De Rehervidor	
16			Línea de igualación con	
17	1	25	Salida de Residuo de Vacío a ProdFondCo2	
18	1	25	Retorno de ReheCo2	
19			Salida de	a
20			Retorno de	a
21			Salida de	a
22			Retorno de	a
23			Salida de	a
24			Retorno de	a
25	1	25	Salida de "Over Flash" a Medidor de Flujo	
26	1	25	Retorno de "Over Flash" de Medidor de Flujo	
27			Salida de	a
28			Retorno de	a
29	1	25	Vapor de Agotamiento	
30			Vapor de Agotamiento	
31	1	76	Orsejo	
32			Conexión de Muestreo Enfriador	
33	1		Válvula de Seguridad	
34			Válvula de Seguridad	
35	1	51	Conexión de Servicio	
36	1	38	Indicador de Presión Diferencial (8)	
37			Control de Presión	
38			Toma de Presión	
39				
40	3	38	Indicador de Temperatura	
41	1	38	Control de Temperatura	
42			Registrador de Temperatura	
43			Termopozo	
44				
45			Instrumentos de Nivel	
46	8	38	Instrumentos de Nivel	
47			Instrumentos de Nivel	
48			Instrumentos de Nivel	

- Notas:
- Las acotaciones están en mm
 - Por hidráulica del sistema
 - Estampado ASME
 - Materia A.C. con 3 mm de tolerancia por corrosión
 - Distribuidor de vapor tipo cuerno; 2 entradas tipo tangencial en direcciones opuestas
 - Empaque tipo Rajilla Giltech Grid, Flexgrid o similar
 - Eliminador niebla alta eficiencia y baja caída de presión tipo "FLEXICHEVRON" (similar)
 - Se requiere medición de P absoluta para obtener P diferencial entre cada cama
 - Por proveedor de empaque
 - Platos resistentes a explosión
 - Distribuidor de vapor tipo ramificado
 - Rajilla

Cotas:	
1)	en mm
2)	en mm
3)	en mm
4)	en mm
5)	en mm
6)	en mm
7)	en mm
8)	en mm
9)	en mm
10)	en mm
11)	en mm
12)	en mm
13)	en mm
14)	en mm
15)	en mm
16)	en mm
17)	en mm
18)	en mm
19)	en mm
20)	en mm



Revisión	U-piel	1							
Fecha	---	1-Jul-00							
Elaborado por	---	LGAM							
Aprobado por	---	JLJK							



CLIENTE: UNAM
PLANTA: ETANOLAMINAS
LOCALIZACIÓN: COTAZACALCÓS, VER.
CLAVE DEL EQUIPO: T-100
SERVICIO: TORRE ATMOSFERICA

PROYECTO: IIEP 012000
HOJA: DE 1
REG. O.C. No:
No. DE UNIDADES: UNA

Tipo: Platos	
Dímetros:	1,193 mm; Y 1,193 mm
Altura Total:	1,789 mm; Faldón (2) mm
Temperatura de Operación:	Superior 180 °C Inferior 278 °C
Temperatura de Diseño:	Superior 198 °C Inferior 306 °C
Presión de Operación:	Superior 931 kg/cm ² man. Inferior 1034 kg/cm ² man.
Presión de Diseño:	3.38 kg/cm ² man.
Materiales:	Cuerpo: A.C. (4) Cabezas: A.C. (4)
Rec. Int.:	(4) Espesor: 50 mm
Corrosión Permisible:	Cascarón (4) mm
Relevado de Esfuerzos:	Por código
Aislamiento:	Si, para conservación de calor

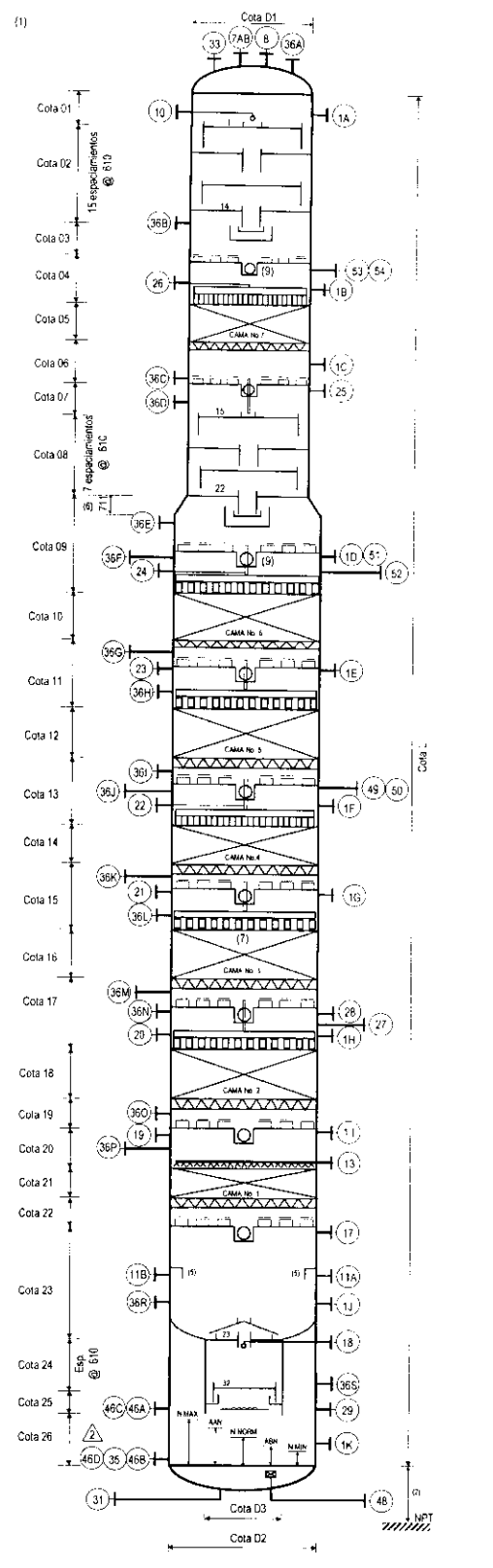
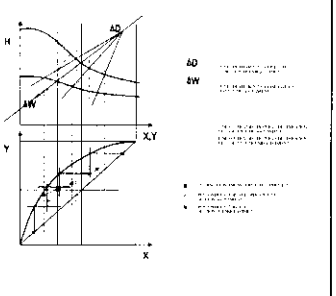
PLATOS					
No. T-10	Tipo	No. de Pasos	Espaciamento, mm	Materiales Platos	Materiales Unidad de Contacto
1	Perforado (18)	1	178.9	A.I.	A.I.

EMPAQUES				
No.	Tipo	Altura de Cama, mm	Peso por cama, kg	Materiales
1	Estructurado	1,334	(8)	A.I.

BUCALILLAS				
Clave	No. Req.	Diam. Nom.	Servicio	
2	1	610	Registro de Hombre	
3	1		Registro de Hombre	
4	1		Registro de Hombre	
5	1		Registro de Hombre	
6	1		Registro de Mano	
7	1		Registro de Mano	
8	1	51	Salida de Vapor a E-10011 A-DE-10012 A-O	
9	1	51	Ventilo	
10	1	25	A Sistema de Vacío	
11	1	51	Entrada de Reflujo de CondC4	
12	1		Alimentación de FondC4	
13	1		Alimentación de	
14	1		Alimentación de	
15	1		Residuo Atmosferico a H-10002 AB	
16	1		De Rehevivor	
17	1	78	Línea de Igualación con Salida de Over Flash a	Indicador de Flujo
18	1	78	Retorno de Over Flash de Indicador de Flujo	
19	1		Salida de	
20	1		Retorno de	
21	1		Salida de	
22	1		Salida de	
23	1		Retorno de	
24	1		Salida de	
25	1		Retorno de	
26	1		Salida de	
27	1		Retorno de	
28	1	25	Salida de	
29	1	25	Retorno de Vapores de Agotador T-10002	
30	1		Vapor de Agotamiento de H-10001AB	
31	1	25	Vapor de Agotamiento	
32	1		Oreos	
33	1		Conexión de Muestra Enfriador	
34	1		Válvula de Seguridad	
35	1	51	Válvula de Seguridad	
36	1	25	Conexión de Servicio	
37	1		Indicador de Presión (10)	
38	1		Control de Presión	
39	1		Toma de Presión	
40	1		Indicador de Temperatura	
41	1		Control de Temperatura	
42	1		Registrador de Temperatura	
43	1	38	Termopozo	
44	1		Termopozo	
45	1		Termopozo	
46	4	51	Instrumentos de Nivel	
47	1		Instrumentos de Nivel	
48	1	2	Salida de fondos ProfFondC4	
49	1		Salida de	
50	1		Retorno de	

- Notas:
- 1) Acolaciones en mm
 - 2) Por Hidráulica del sistema
 - 3) Estampado ASME
 - 4) Material: A.C. con 5 mm Clad Monal
 - 5) Distribuidor de vapor tipo casumo a especificar por proveedor de empaque
 - 6) A verificar en ingeniería de detalle
 - 7) Distribuidor tipo ramificado con botellitas de atomización para proporcionar una cobertura de 150-200% del área del empaque modelo a ser recomendado por el proveedor del empaque
 - 8) Por Proveedor de Empaque
 - 9) Tapa rotada 90° con respecto a los platos superiores
 - 10) Se requiere medición de presión diferencial en cada cama o sección
 - 11) Platos resistentes a explosión

Cotas:	
1) en mm	21) en mm
2) en mm	22) en mm
3) en mm	23) en mm
4) en mm	24) en mm
5) en mm	25) en mm
6) en mm	26) en mm
7) en mm	27) en mm
8) en mm	28) en mm
9) en mm	29) en mm
10) en mm	30) en mm
11) en mm	31) en mm
12) en mm	32) en mm
13) en mm	33) en mm
14) en mm	34) en mm
15) en mm	35) en mm
16) en mm	36) en mm
17) en mm	37) en mm
18) en mm	38) en mm
19) en mm	39) en mm
20) en mm	40) en mm



Revisión	0-prel	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Fecha										
Elaborado por		LGAM								
Aprobado por										

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO 4.2

Procesos con Reacción (Reactores)

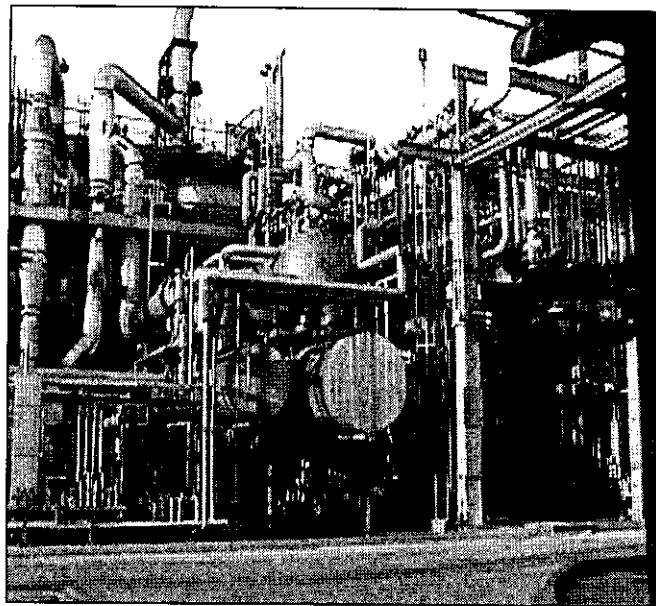
**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTE**

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

CAPÍTULO 4.2 **Procesos con Reacción (Reactores).**

Este capítulo sintetiza los puntos de mayor relevancia a considerar en la simulación y diseño cinético-termodinámico de Reactores. No se pretende aquí agotar el tema ya que existen excelentes libros especializados en diseño de reactores y en la ingeniería de las reacciones químicas además de artículos de revistas técnicas que cubren con mucho los detalles teóricos de los procesos de reacción. Sin embargo, lo que se presenta a



continuación es un resumen de los aspectos más importantes expuestos de tal manera que orientados a la simulación de procesos permitan llevar cabo simulaciones con el soporte teórico necesario. De esta manera, se podrán interpretar los cálculos y resultados que se obtengan con el simulador de una manera adecuada.

El diseño de reactores implica la determinación del tamaño, el tipo (geometría), forma de operación y eficiencia del equipo.

La determinación de las variables antes mencionadas requiere del conocimiento de los modelos cinéticos de reacción (mecanismos de reacción, estequiometría) y una expresión para las velocidades de reacción, que generalmente es obtenida de datos experimentales.

La velocidad de reacción es una función de la temperatura, la concentración y la presión. La funcionalidad de la temperatura manteniendo constantes las otras dos variables está dada por la ley de Arrhenius en tanto que la funcionalidad dependiente de la concentración es determinada mediante la estequiometría y los mecanismos de reacción. Los métodos integral y diferencial son los utilizados para encontrar una expresión para la velocidad de reacción.

Ambos métodos son gráficos, el primero de ellos (método integral) propone una función para la composición partiendo de la estequiometría de reacción, evalúa esta función en diferentes puntos de concentración a intervalos de tiempo diversos para después graficar estos en un diagrama $f(c)$ vs tiempo. Si se obtiene una recta, significa que el mecanismo propuesto es correcto y por ende la expresión para la velocidad de reacción, por el contrario si los datos no se ajustan a una recta entonces, se desecha el modelo y se propone otro (ver Cápsula No.1 y Fig. No.1)

El método diferencial, parte de información experimental de composición a intervalos de tiempo determinados, se ajusta una curva suave a los datos y se determina las pendientes de la curva para encontrar velocidades de reacción puntuales, entonces se grafican estos valores de velocidad de reacción en una

gráfica Γ_i vs $f(c)$ para las mismas concentraciones con las que se obtuvieron las pendientes de velocidad de reacción. Al igual que el método integral si se encuentra que una recta se ajusta a los datos previamente graficados el modelo propuesto es bueno, si no entonces se desecha y se intenta otro (ver Cápsula No.4.2.1 y Fig. No.4.2.1).

CAPSULA 4.2.1 Métodos de Análisis de Datos

Método Integral de Análisis de Datos.

En este método siempre se propone una expresión de velocidad de reacción para ser integrada y probada con los datos experimentales graficados (C vs T). Si el ajuste a una recta no es satisfactorio se desecha y se propone otra expresión.

El procedimiento puede resumirse como sigue:

- *En un sistema a volumen constante la expresión de velocidad de desaparición del reactante A puede ser de la siguiente form:*

$$-r_A = -dC_A/dt = f(k,c) = kf(c)$$

- *La ecuación anterior se reorganiza para dar:*

$$-dC_A / f(C) = k dt$$

ahora $f(c)$ solamente involucra solamente concentraciones de las especies químicas. Esta ecuación puede integrarse para dar:

$$\int_{C_{A0}}^{C_A} dC_A / f(C_A) = k \int_0^t dt$$

Que es la ecuación de una recta en donde la variable dependiente es la integral del lado izquierdo, la pendiente es k y la variable independiente es el tiempo.

- *De datos experimentales se determinan los valores numéricos de la integral y se grafican estos con sus correspondientes tiempos.*
- *Verificar si estos datos caen razonablemente sobre una línea recta que pasa a través del origen, de ser así se acepta la ecuación y de lo contrario se rechaza la expresión y se trata con otra.*

El tamaño del reactor esta directamente relacionado con la producción requerida y la eficiencia de reacción, el tipo y geometría del reactor están directamente relacionados con las condiciones de presión, temperatura y composición, ya que en función a la geometría es que se lleva a cabo la distribución de calor y de masa.

La teoría cinética establece que la velocidad de reacción es proporcional al número de colisiones entre moléculas de las especies químicas involucradas, y a su vez el número de colisiones es proporcional a la concentración de reactivos (expresada generalmente con el símbolo de la especie entre corchetes elevada a su coeficiente estequiométrico cuando se trata de reacciones elementales) por lo que las expresiones para la velocidad de reacción pueden ser expresadas como:

$$r_A = [A]^a [B]^b / [C]^c$$

para la reacción $aA + bB \rightarrow cC$

CAPSULA 4.2.2 Métodos de Análisis de Datos

Método Diferencial de Análisis de Datos.

Podemos planear un programa para probar la expresión de velocidad de reacción completa o probar por separado varias partes de la ecuación que posteriormente se combinan para dar la ecuación completa.

- *Proporner un mecanismo y obtener una expresión como en el caso del método integral pero en esta ocasión sin integrar.*

$$-dCA/dt = -k f(CA)$$

- *Graficar los datos experimentales (concentración vs tiempo).*
- *Trazar una curva suave sobre los puntos*
- *Determinar la pendiente de esta curva para una concentración dada.*
- *Evaluar $f(C_A)$ para cada concentración*
- *Trazar una curva - dC_A/dt contra $f(C_A)$ si se obtiene una línea recta que pasa por el origen, la expresión propuesta es correcta si no, se debe probar con otra.*

Fuente : Octave Levenspiel Ref No. 2

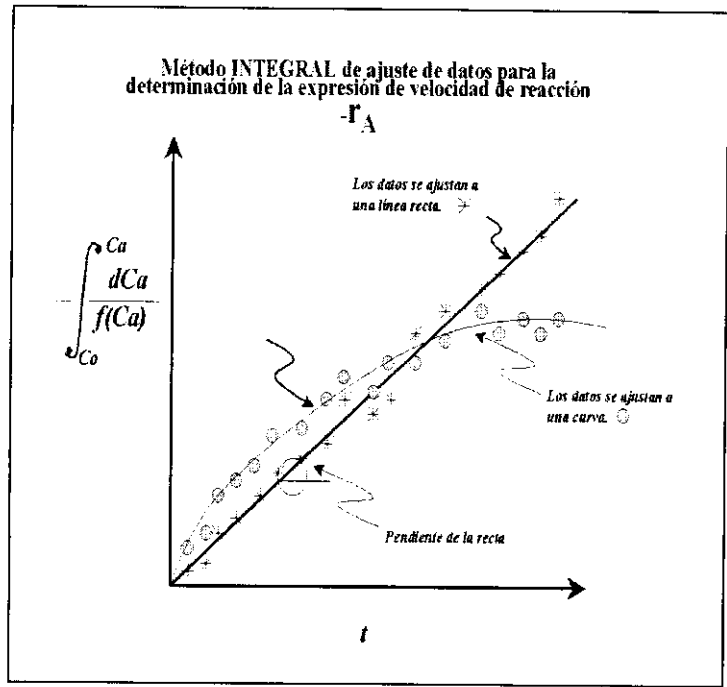


Fig. No.4.2.1

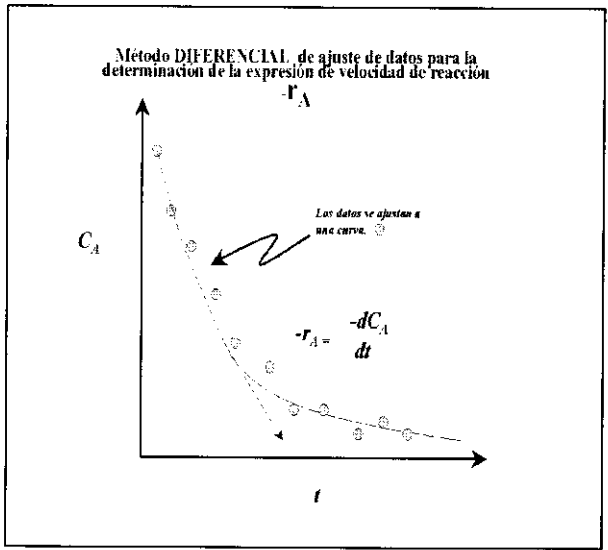


Fig. No.4.2.2a

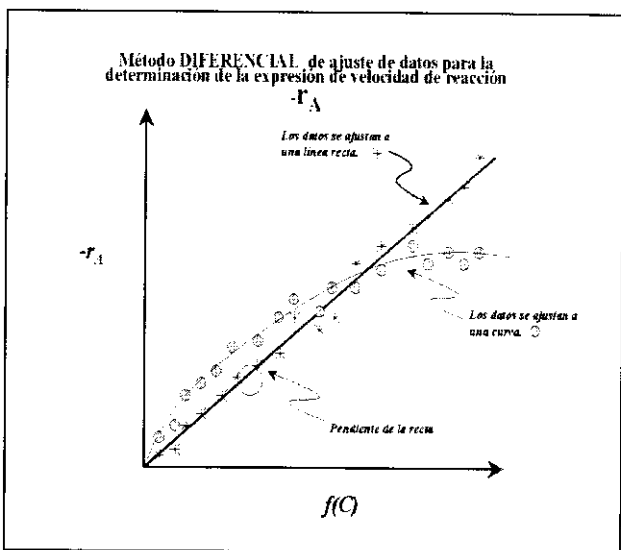


Fig. No.4.2.2b

Hojas de Datos de Equipo.

El cálculo cinético y termodinámico de reactores se lleva a cabo por los métodos arriba mencionados. Estos cálculos sientan las bases para un posterior desarrollo de la ingeniería de detalle del equipo de otras especialidades, es decir, el desarrollo del diseño mecánico, diseño hidráulico y diseño térmico.

La obtención de la ingeniería de detalle de otras especialidades diferentes a la de proceso cada equipo cae fuera del alcance del presente trabajo, sin embargo, debido a que el resultado de esta ingeniería es condensado en las hojas de datos del equipo, que posteriormente sirve para solicitar cotizaciones a fabricantes o proveedores, a continuación se presenta la hoja de datos de reactores.

Estas hojas de datos se han considerado ya que son uno de los documentos principales que deberá estar incluido en el modelo tridimensional (3D). Si bien es cierto que en este documento se vierte información que ya ha sido incluida como tabla en los formatos¹ de transferencia de modelos 3D, es deseable y recomendable contar esta información dispuesta como hoja de datos, de tal suerte que pueda ser consultada, copiada o editada para ser modificada.

En las hojas de datos han sido incluidos grupos que muestran información específica. En el primer grupo denominado "condiciones de operación" se muestran datos resultado de la simulación, tales como el diámetro, la altura, longitud, el tipo, las temperaturas de operación y diseño, las presiones de operación y diseño además de alguna información sobre materiales de fabricación y códigos.

En grupo denominado "boquillas" se incluye el detalle de éstas como la descripción o el servicio, diámetro o tamaño, cantidad, etc. Al final de la hoja se han incluido grupos que se refieren a las notas y cotas aplicables al dibujo.

Finalmente se tiene el grupo gráfico en donde se muestra el cuerpo del reactor, el arreglo de internos, lechos, boquillas, etc.

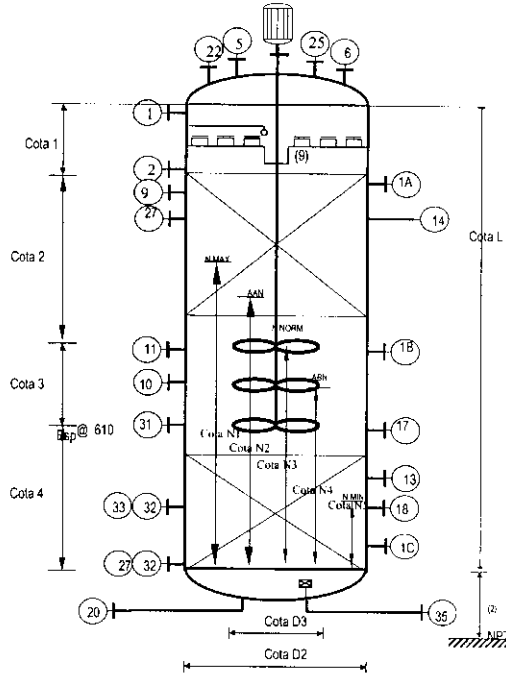
¹ En el capítulo III se presentan las tablas de transferencia de información hacia modelos tridimensionales.

CLIENTE: UNAM	PROYECTO: ITEP 61/2000
PLANTA: ETANOLAMINAS	HOJA: 1 DE 1
LOCALIZACIÓN: COTAZACALCOS, VER.	REQ / O.C. No.
CLAVE DEL EQUIPO: R-100	No. DE UNIDADES: UNA
SERVICIO: REACTOR	

Tipo: Tanque con Agitación (semi batch)		Materiales: Cuerpo: A.L. Cabezas: A.L.	
Diámetros: 947 mm	Y mm	Rec. Int: (4)	Espesor: 50 mm
Altura (vertical): 1,420 mm	Faldón (2) mm	Corrosión Permissible: Cascarón (4) mm	
Longitud (horizontal): mm		Relevado de Esfuerzos: Par código	
Temperatura de Operación: Superior 25 °C Inferior °C		Aislamiento: Sí, para conservación de calor	
Temperatura de Diseño: Superior 40 °C Inferior °C		Códigos Aplicables: ASME API X ANSI PEMEX X	
Presión de Operación: Superior 10 kg/cm² man. Inferior kg/cm² man.		Geometría y Tipo de Cabezas: Hemisféricas Elípticas X Torisféricas Cónicas	
Presión de Diseño: 12 kg/cm² man.			
Vacío VACIO kg/cm² man.			

BOQUILLAS

Clave	No. Req.	Diám. Nom.	Servicio
1	1	810	Registro de Hombre
2			Registro de Hombre
3			Registro de Mano
4			Registro de Mano
5	1	51	Salida de Vapor a Tq. Alnto. Vap a Recirc.
6	1	51	Venteo
7			A Sistema de Vacío
8			Entrada de Reflujo de
9	1	51	Alimentación de AlimR100
10			Alimentación de
11			Alimentación de
12	1	76	Salida Indicador de Flujo
13	1	76	Retorno de Indicador de Flujo
14			Salida de a
15			Retorno de
16			Salida de a
17	1	25	Retorno de Vapores de V-100, T100, T101 y T102
18	1	25	Vapor de Agotamiento
19			Vapor de Agotamiento
20	1	25	Drene
21			Conexión de Muestreo Enfriador
22	1		Válvula de Seguridad
23			Válvula de Seguridad
24	1	51	Conexión de Servicio
25	1	25	Indicador de Presión
26			Control de Presión
27			Toma de Presión
28			Indicador de Temperatura
29			Control de Temperatura
30			Registrador de Temperatura
31	3	38	Termopozo
32			Instrumentos de Nivel
33	4	51	Instrumentos de Nivel
34			Instrumentos de Nivel
35	1	2	Salida de fondos ProdR100
36			Salida de a
37			Retorno de
38			Salida de a
39			Retorno de
40			



Notas:

- 1) Acotaciones en mm
- 2) Por hidráulica del sistema
- 3) Estampado ASME
- 4) Material A.C. con 5 mm Clad Monel
- 5) A verificar en Ingeniería de detalle
- 6) Se requiere medición de presión diferencial

Cotas:

N1	1)	en mm	11)	en mm	21)	en mm	31)	en mm
N2	2)	en mm	12)	en mm	22)	en mm	32)	en mm
N3	3)	en mm	13)	en mm	23)	en mm	33)	en mm
N4	4)	en mm	14)	en mm	24)	en mm	34)	en mm
N5	5)	en mm	15)	en mm	25)	en mm	35)	en mm
D1	6)	en mm	16)	en mm	26)	en mm	36)	en mm
D2	7)	en mm	17)	en mm	27)	en mm	37)	en mm
D3	8)	en mm	18)	en mm	28)	en mm	38)	en mm
L	9)	en mm	19)	en mm	29)	en mm	39)	en mm
	10)	en mm	20)	en mm	30)	en mm	40)	en mm

Revisión	0-prel	1	2	3	4	5	6	7	8
Fecha	---	2-Jul-00							
Elaborado por	---	LGAM							
Aprobado por	---	JLR							

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO 4.3

Transferencia de Calor (Cambiadores de Calor)

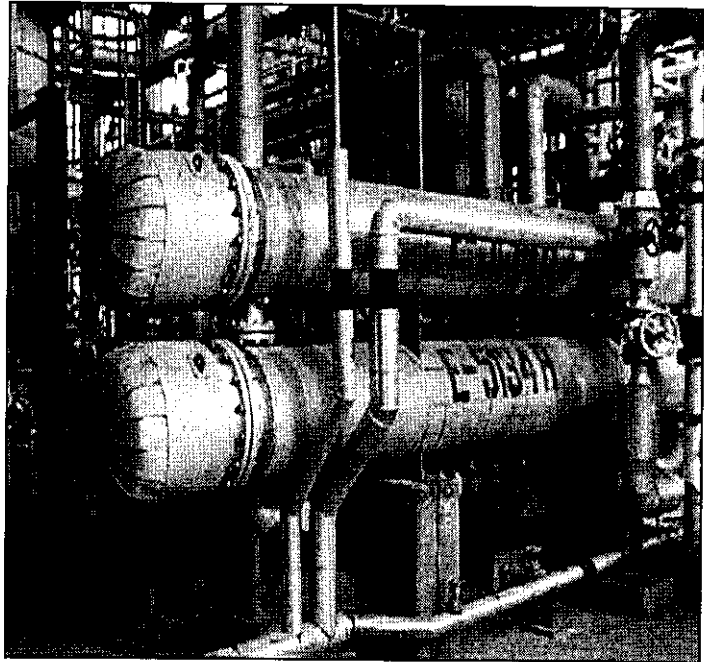
**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTE**

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

CAPÍTULO 4.3 Transferencia de Calor (Cambiadores De Calor)

Este capítulo sintetiza los puntos de mayor relevancia a considerar en la simulación y diseño térmico de cambiadores de calor. No se pretende aquí agotar el tema ya que existen excelentes libros especializados en transferencia de calor y artículos de revistas técnicas que cubren con mucho los detalles teóricos de los procesos de transferencia de calor. Sin embargo, lo que se presenta a continuación es un resumen de los aspectos más importantes



expuestos de tal manera que orientados a la simulación de procesos permitan llevar cabo simulaciones con el soporte teórico necesario. De esta manera, se podrán interpretar los cálculos y resultados que se obtengan con el simulador de una manera adecuada.

Existen tres modelos que explican los diferentes procesos de transferencia de calor, a saber:

- Transferencia de calor por radiación**
- Transferencia de calor por conducción**
- Transferencia de calor por convección**

Transferencia de calor por radiación.

Este primer modelo correspondiente a los procesos de transferencia de calor por radiación obedece la ley de Stefan enunciada por primera vez en forma empírica

(basada en la ley de distribución de frecuencias) y posteriormente deducida teóricamente de los modelos de la mecánica ondulatoria, se expresa como:

$$R_T = \rho T^4$$

En donde : R_T es la radiancia espectral a una temperatura T
 ρ es la constante de Boltzman
 T es la temperatura a la que se encuentra el cuerpo radiante



Un ejemplo cotidiano de este tipo de transferencia de calor por radiación, es la radiación solar. (ver foto).

Transferencia de calor por conducción.

Este modelo obedece la teoría de los fenómenos de transporte que describe cómo se propaga la modificación de una situación física denominada campo, en el espacio y el tiempo como consecuencia de una fuerza impulsora denominada gradiente, llevándose a cabo un proceso de transferencia neta de energía. En este caso el campo referido es un campo de temperaturas. Así, se dice que se lleva a cabo una transferencia de energía por unidad de área transversal al flujo, denominada densidad de corriente de energía y que se expresa por la ley de Fourier como: $J_E = -k \Delta T / \Delta X$

En donde : J_E es la densidad de corriente de energía
 k es una constante característica del material
 ΔT es el gradiente de temperatura entre los puntos separados por ΔX

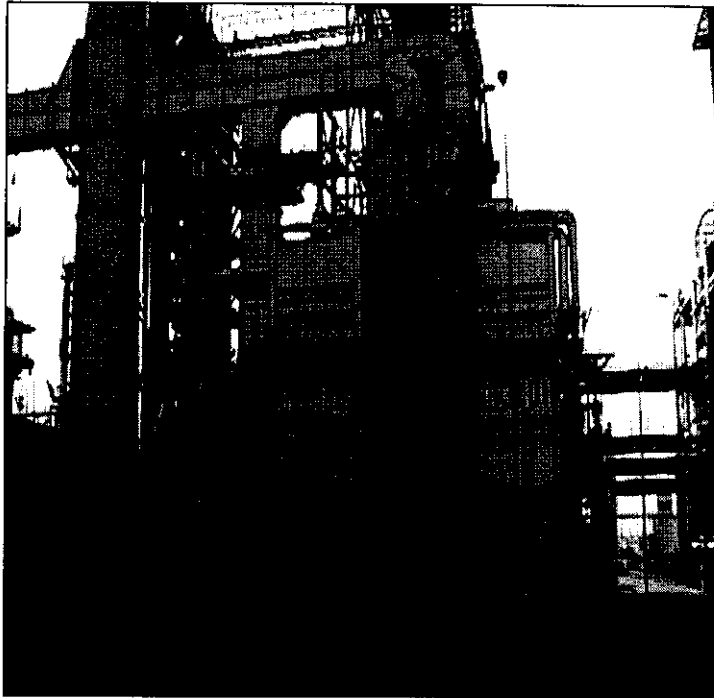
De lo anterior se observa que el flujo neto de energía o calor viene dado por la densidad de corriente de energía multiplicada por el área de transferencia, es decir:

$$Q = J_E A = -kA \Delta T / \Delta X = kA \Delta T / \Delta X$$

En donde : k es ahora denominada conductividad térmica del material
 ΔT La diferencia de temperaturas entre los puntos de referencia
 ΔX Es la longitud que separa a los puntos de referencia

Transferencia de calor por convección.

Si bien es cierto que en la convección, la transferencia de calor se debe al movimiento de los fluidos cuyo modelo se basa en consideraciones hechas en otro caso particular de los fenómenos de transporte conocido como transferencia de momentum¹, la expresión de este modelo de transferencia tiene una base experimental basada en los modelos de conducción.



Cuando se observa la naturaleza de los procesos de transferencia de calor por convección se llega a la conclusión de que es conveniente expresar estos fenómenos mediante un modelo similar al de conducción en donde el calor neto transmitido de la pared de un tubo o recipiente (a temperatura T), al fluido en movimiento (a temperatura promedio t) ha cruzado una película de espesor indefinido. Al establecer el modelo de conducción se tiene:

$$Q=(1/R_a)A \Delta T$$

En donde : R_a es la resistencia de la película a la transferencia de calor. El recíproco de esta resistencia se denomina coeficiente de película.

A Área de transferencia

ΔT Diferencia de temperaturas

¹ La transferencia de momentum da origen junto con las leyes de conservación de energía, ley de continuidad y ecuación de Bernoulli, a la teoría de la mecánica de fluidos

Al sustituir la resistencia por el coeficiente individual de transferencia de calor se obtiene la ecuación de enfriamiento de Newton.

$$Q = h_i A \Delta T$$

Debido a que la determinación de h_i involucra diversas variables y depende del tipo de fluido, efectuar esta determinación experimentalmente resulta poco práctico para cada caso o situación física. Por lo anterior se han desarrollado relaciones generales partiendo de un **análisis dimensional** con el que es posible correlacionar las diferentes variables involucradas en el proceso de transferencia de calor en una sola ecuación empírica. El resultado es:

$$h_i D / k = \alpha (DG / \lambda)^a (c\lambda / k)^{1-f}$$

- En donde :
- h_i es el coeficiente individual de película.
 - D Diámetro interno de la tubería
 - k Conductividad térmica
 - G Masa velocidad
 - c Calor específico
 - α Constante de proporcionalidad determinada experimentalmente
 - a Exponente determinado experimentalmente
 - $1-f$ Exponente determinado experimentalmente

De gran utilidad ha resultado el agrupamiento de algunas de las literales arriba mencionadas en grupos adimensionales, a saber:

- $h_i D / k$ No. de Nusselt
- DG / λ No. de Reynolds
- $c\lambda / k$ No. de Prandtl

Con la determinación de los coeficientes individuales de transferencia de calor, para el interior h_i y para el exterior h_o , es posible calcular el coeficiente global de transferencia U .

Una vez conocida U , las temperaturas de las corrientes de proceso involucradas y relacionadas mediante la media logarítmica de las diferencias de temperaturas y el calor que se requiere eliminar o adicionar es posible estimar el área de transferencia que requiere un equipo de transferencia, mediante la siguiente ecuación:

$$Q=UA(MLDT)$$

En donde : U Coeficiente global de transferencia de calor.

A Área de transferencia

$MLDT$ Es la media logarítmica de las diferencias de temperaturas.

La expresión para la media logarítmica de las diferencias de temperaturas es obtenida mediante un balance de calor, la determinación del calor cedido por el fluido caliente que es igual al calor absorbido por el fluido frío y mediante la integración de las ecuaciones resultantes se llega a la media logarítmica de las diferencias de temperaturas que se puede expresar como sigue:

Flujo a contracorriente

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln [\Delta t_2 / \Delta t_1]}$$

Flujo paralelo

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln [\Delta t_2 / \Delta t_1]}$$

La experiencia establece que en la mayoría de los procesos industriales, la transferencia de calor llevada a cabo en los cambiadores se rige por los modelos de convección. Lo anterior como consecuencia de que la radiación emitida a las temperaturas de proceso generalmente manejadas (del orden de 500°C o menores) representa una cantidad muy pequeña con respecto al calor transferido por convección.

Satisfacer los requerimientos de transferencia de calor de la industria mediante procesos de conducción entre fluidos o mediante procesos de radiación, representaría tiempos muy grandes.

Por lo anterior la convección se ha desarrollado empíricamente para incluir transferencias de calor netas en donde basados en un modelo de conducción se han considerado variables y constantes físicas que toman en cuenta aspectos de los tres modelos.

Existen métodos cortos para el diseño de cambiadores de calor. Estos métodos sintetizan en factores el comportamiento de grupos de variables denominados factores (ref. No.7)

- Factor numérico (constantes)
- Factor de propiedades físicas
- Factor de trabajo (eficiencia del equipo)
- Factor de diseño mecánico (factor geométrico)

Secuencia de cálculo en la selección de cambiadores de calor.

La selección de cambiadores de calor debe hacerse tomando en cuenta lo siguiente:

- **Carga térmica**
- **Corrientes de entrada y salida del cambiador de calor**
- **Propiedades de los fluidos a manejar**
- **Temperaturas de entrada y salida del fluido caliente y del fluido frío**
- **Presión de operación y de diseño**
- **Caída de presión permisible**
- **Factores de ensuciamiento**
- **Tipo de cambiador**

- Carga térmica

La carga térmica se refiere a la cantidad de calor que se requiere eliminar o adicionar a una corriente determinada, esta es la variable que determina en gran medida las dimensiones de un cambiador de calor.

- Corrientes de entrada y salida del cambiador de calor

Los requerimientos de transferencia de calor en un proceso son determinados de acuerdo a la naturaleza del mismo, así en una reacción exotérmica es necesario eliminar el calor generado en la reacción en tanto que en una reacción endotérmica es necesario suministrar calor para que ésta se lleve a cabo.

De la misma manera en los procesos de destilación es necesario eliminar una cantidad de calor en el domo y adicionar otra cantidad de calor en el fondo. Es posible cumplir con estos requisitos de transferencia de calor ya sea mediante fluidos de servicio como son vapor de calentamiento y agua de enfriamiento entre otros servicios, como entre las mismas corrientes de proceso optimizando de esta manera el aprovechamiento de energía.

- Propiedades de los fluidos a manejar (paquete de fluido)

Las propiedades de los fluidos a manejar son determinantes en el dimensionamiento y diseño de equipos de transferencia. Los puntos de ebullición,

presiones de vapor, viscosidades, capacidades caloríficas entre otras variables, determinan las características del cambiador de calor a utilizar en un proceso determinado.

El simulador cuenta con una amplia bases de datos de propiedades físicas y químicas de una gran gama de compuestos y adicionalmente con la posibilidad de crear compuestos hipotéticos que se ajusten con un buen grado de exactitud a los fluidos reales a manejar cuando no se poseen datos experimentales de estos.

- **Temperaturas de entrada y salida del fluido caliente y del fluido frío**

Las temperaturas de entrada y salida del fluido a calentar, así como las temperaturas de entrada y salida del fluido a enfriar también representan un factor determinante en el dimensionamiento y diseño de cambiadores de calor. Lo anterior como consecuencia de que estas temperaturas son utilizadas para determinar la media logarítmica de la diferencia de temperaturas MLDT que a su vez es directamente proporcional al calor transferido.

- **Presión de operación y de diseño**

La presión de operación y por ende la de diseño estará determinada por las características del proceso y por el suministro de los servicios. Adicionalmente estas presiones se verán afectadas por las características de los fluidos a manejar en el equipo. La presión de operación determinará la robustez de los equipos a diseñar

- **Caída de presión permisible**

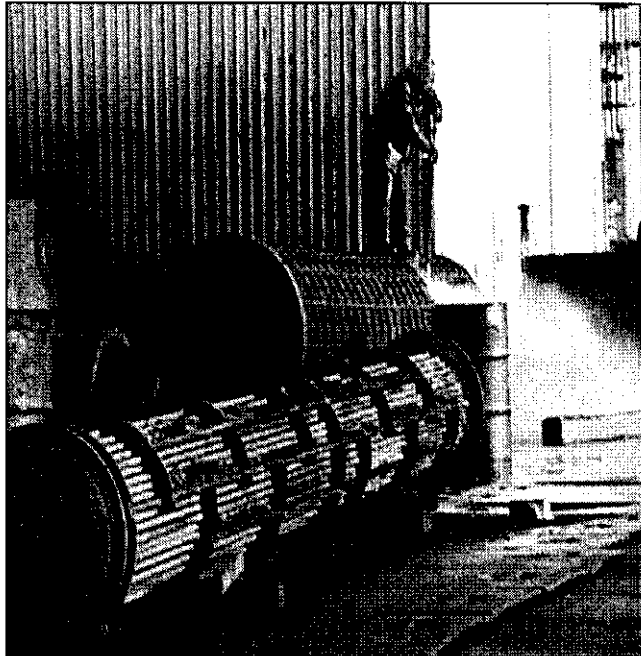
La caída de presión estará determinada en gran medida por las características de los fluidos y por el diseño hidráulico del mismo. Si la caída de presión provocada es muy grande será necesario incrementar la presión de mediante equipo de bombeo. Generalmente una caída de presión adecuada es del orden de 5 psi.

Un dimensionamiento reducido implicaría altas caídas de presión por lo que es necesario establecer una óptima relación costo de operación y mantenimiento contra la inversión inicial.

- **Factores de ensuciamiento**

Dependiendo de las características de los fluidos, las paredes de los cambiadores de calor se verán cubiertas por una capa de sólidos depositados que actuarán como una capa adicional de material resistente a la transferencia de calor.

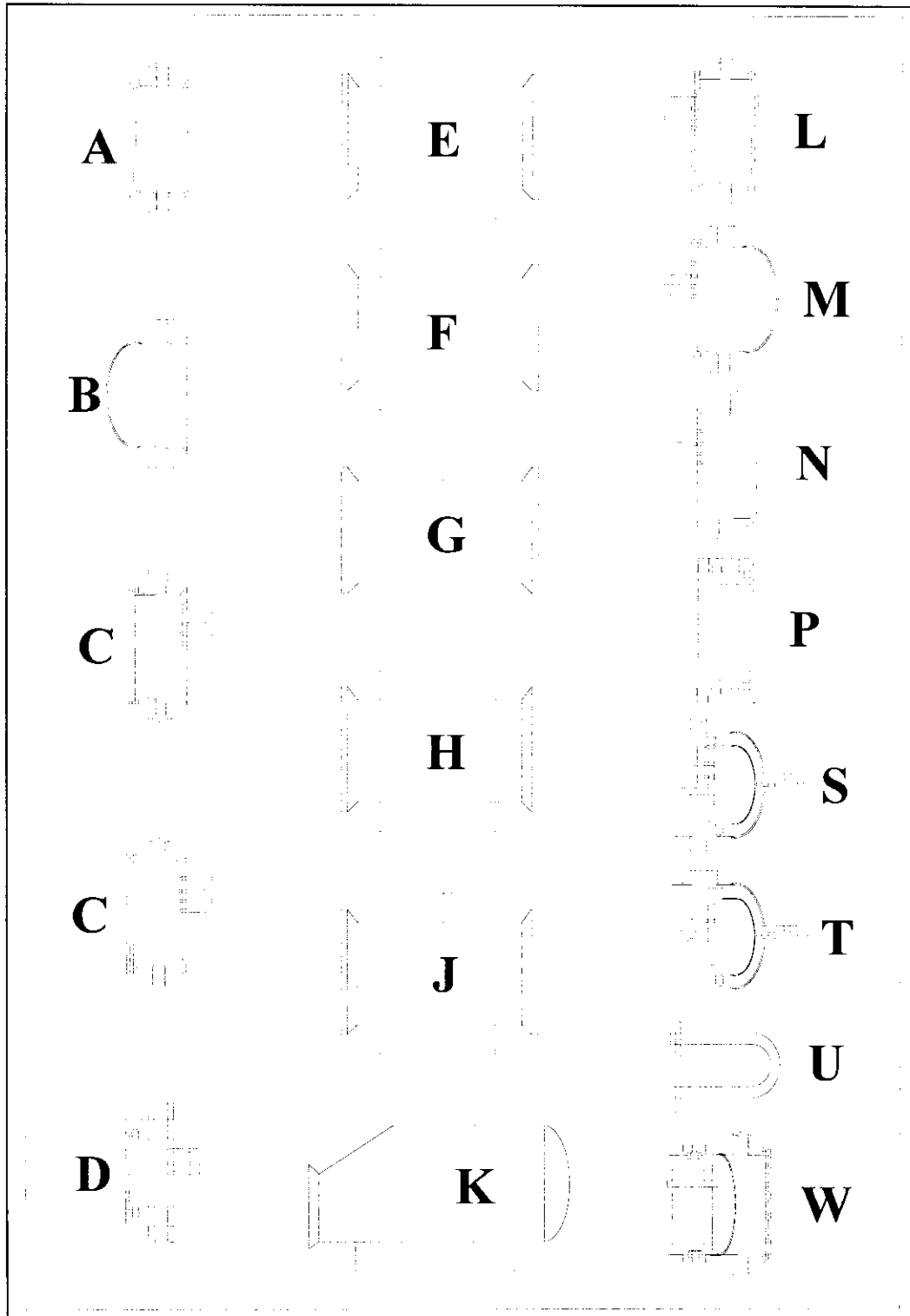
Por lo anterior ésta debe ser considerada ya que de otra manera el cálculo del calor transferido a través de la resistencia que opone solamente el material del cambiador produciría resultados erróneos.



- **Tipo de cambiador**

A continuación se presentan los tipos de cabezales definidos por TEMA para cambiadores de tubos y coraza. Se presentan los cabezales frontales, cabezales posteriores, así como el cuerpo o carcasa con los que pueden ser armados diferentes tipos de cambiadores.

Cabezal Frontal		Tipos de Cuerpo o Carcasa		Cabezal Posterior	
A	Canal y tapa removible	E	Cuerpo de un solo paso	L	Espejo fijo como A cabezal estacionario
B	Bonete (tapa integral)	F	Cuerpo de dos pasos con mampara longitudinal	M	Espejo fijo como B cabezal estacionario
C	Canal integral con espejo y tapa removibles (Haz de tubos removibles)	G	Flujo dividido	N	Espejo fijo como C cabezal estacionario
C	Canal integral con espejo y tapa removibles (Espejo fijo)	H	Doble flujo dividido	P	Cabezal flotante empaque exterior
D	Cierre a alta presión	J	Flujo dividido	S	Cabezal flotante con dispositivo trasero
		K	Rehervidor tipo Kettle	T	Cabezal flotante
				U	Haz de tubos en "U"
				W	Espejo flotante con anillo de empaque



Hojas de Datos de Equipo.

El cálculo térmico de cambiadores se lleva a cabo por los métodos arriba mencionados. Estos cálculos sientan las bases para un posterior desarrollo de la ingeniería de detalle del equipo de otras especialidades, es decir, el desarrollo del diseño mecánico e hidráulico.

La obtención de la ingeniería de detalle de otras especialidades diferentes a la de proceso de cada equipo cae fuera del alcance del presente trabajo, sin embargo, debido a que el resultado de esta ingeniería es condensado en las hojas de datos del equipo, que posteriormente sirve para solicitar cotizaciones a fabricantes o proveedores, a continuación se presenta la hoja de datos de cambiadores de calor de tubos y coraza.

Estas hojas de datos se han considerado ya que son uno de los documentos principales que deberá estar incluido en el modelo tridimensional (3D). Si bien es cierto que en este documento se vierte información que ya ha sido incluida como tabla en los formatos² de transferencia de modelos 3D, es deseable y recomendable contar esta información dispuesta como hoja de datos, de tal suerte que pueda ser consultada, copiada o editada para ser modificada.

En las hojas de datos han sido incluidos grupos que muestran información específica. En el primer grupo se muestran datos resultado de la simulación térmica, que es la que compete a este trabajo, tales como, el área de transferencia, el diámetro, la altura, el tipo y posición.

En un segundo grupo denominado "condiciones de operación" se incluye información sobre las propiedades físicas en general de los fluidos que corren por el lado de los tubos y por el lado del envolvente.

En grupo denominado "información para el diseño mecánico" se incluyen datos como las temperaturas de operación y de diseño, presiones de operación y de diseño, para lado envolvente y para lado de tubos y adicionalmente, información que evidentemente no es resultado de la simulación térmica, tal como tipo de espejos, mamparas, cabezales, etc. Un grupo de notas aplicables al dibujo también es incluido.

² En el capítulo III se presentan las tablas de transferencia de información hacia modelos tridimensionales.

Finalmente se tiene el grupo gráfico en donde se muestra el cuerpo del cambiador, en donde se puede observa el tipo, las corrientes de entrada y salida del fluido "frío" y las corrientes de entrada y salida del fluido "caliente".

ITEPSA

INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA DE PROYECTOS,
S.A.
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA

HOJA DE DATOS PARA
CAMBIADORES DE CALOR

CLIENTE	UNAM	PROYECTO No.	ITEP_01/2000
PLANTA	ETANOLAMINAS	HOJA	1 DE 1
LOCALIZACION	COATZACOALCOS, VER.	DOCUMENTO No.	
CLAVE DE LA UNIDAD	E-100	No. DE UNIDADES	UNA
SERVICIO DE LA UNIDAD	CALENTADOR DE ALIMENTACIÓN A TORRE T-100		
2 TAMAÑO (mm)	914 - 8534.4	TIPO	AEM
2 SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)	2108 / 2058	(m²) ENV. POR UNIDAD	SEIS
2 SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)	351.3 / 343	(m²) ARREG. DE ENVOLV.	1S - 1P

CONDICIONES DE OPERACION (1) (2)

		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
		Corriente FondV100b		VAPOR DE BAJA PRESIÓN	
2 FLUJO TOTAL	kg / h	6,687		1,433,307	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
2 LIQUIDO	kg / h	6,524			1,433,307
2 DENSIDAD	kg/m ³	943.0			
2 CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.4540			
2 CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	0.8575			
2 VISCOSIDAD	cp	1.9630			
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol	25.40			
VAPOR	kg / h		460,460	1,433,307	
CALOR LATENTE	kcal / kg				
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol		25.40		
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C		0.0346		
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C		0.4487		
VISCOSIDAD	cp		0.0151		
DENSIDAD	kg / m ³		3.1		
2 TEMPERATURA	°C	26.7	276.6	350.0	350.0
PRESION (atm. 1.000 kg/cm ² abs.)	kg / cm ² man.	1.9	1.5		
Nº DE PASOS		UNO		2	
2 VELOCIDAD	m / s	0.91		2.20	
2 CAIDA DE PRESION	kg / cm ²	PERM. 1.83	CALC. 1.30	PERM. 3.94	CALC. 1.81
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² C / kcal	0.001024		0.001024	
2 CALOR INTERCAMBIADO (kcal / h)		14,940,000		DMLT CORREGIDA (°C) 44.37	
2 COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal / h m ² °C)	LIMPIO	454.5	SERVICIO	196.6	

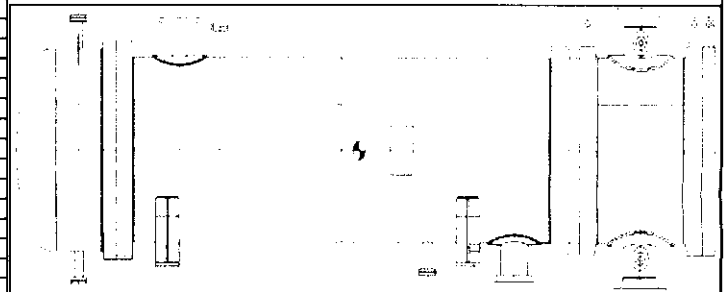
INFORMACIÓN PARA DISEÑO MECÁNICO

PRESION DE DISEÑO	kg / cm ² man.	2.1	10.5
PRESION DE PRUEBA	kg / cm ² man.	3.14	12.6
1 TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	400.0	450.0
3 TUBOS SA-2668-TP430	Nº 516 BWG(MIN)	14	D.E.(mm) 25.40 LONG.(mm) 8534.4 PASO (mm) 31.75
3 ENVOLVENTE SA-516-70 / CLAD 430SS	DIAM INT (mm)	914.4	TUBO TIPO SIN COSTURA ARREG. TUBOS 90°
3 TAPA ENVOLV (INT/REM)	SA-516-70 / CLAD 430SS	TAPA CABEZAL FLOTANTE SA-516-70	
3 CANAL SA-516-70	TAPA CANAL SA-516-70	PLACA DE CHOQUE	
2 ESPEJOS: FIJO SA-182-F9	FLOTANTE SA-182-F9	%CORTE DE MAMPARA	30.00
3 MAMPARAS/SOPORTE SA-240-430	Nº / ESPACIAMIENTO	16 / 459.4 (mm) TIPO	HORIZONTAL SEGMENTADA
MAMPARA LONG.	FAJAS DE SELLO	DOS PARES	TUBOS DE SELLO Nº/D.E. (mm)
EMPAQUES	NO ASBESTO RECUBIERTO DE ACERO AL CARBON		
BOQUILLAS: ENVOLV.:ENT.	304.8	INTERCONEXION	304.8 (mm) SALIDA 304.8 CLASE 10.5 kg/cm ² C.S.C.R.
1 CANAL: ENT.	355.6	INTERCONEXION	355.6 (mm) SALIDA 355.6 CLASE 21.1 kg/cm ² C.S.C.R.
CORR. PERM.:LADO ENVOLV.	3.2	LADO TUBOS	3.2 (mm) CODIGO ASME VIII, DIV. 1 TEMA CLASE R
AISLANTE	ESPESOR (mm) SERVICIO		
PESOS: VACIO	HAZ DE TUBOS	LLENO DE AGUA (kg)	

NOTAS:

- (1) EQUIPO DISEÑADO PARA 120% COND.DE OPERACIÓN
- (2) LA UNIDAD COMPRENDE LOS EQUIPOS DEL TREN A Y B

ESQUEMA



REV / EDIC	0	1	2	3	4
FECHA	6/06/00				
ELAB-POR	LGAM				
APRB-POR	JL				

ITEPSA		INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA DE PROYECTOS, S.A. DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA		HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR	
CLIENTE	UNAM	PROYECTO No.	ITEP_01/2000		
PLANTA	ETANOLAMINAS	HOJA	1	DE	1
LOCALIZACION	COATZACOALCOS, VER.	DOCUMENTO No.			
CLAVE DEL EQUIPO	E-100	No. DE UNIDADES	UNA		
SERVICIO DE LA UNIDAD	PRECALENTADOR DE ALIMENTACIÓN A T-100				
TAMAÑO (mm)	912 / 1283 - 7315	TIPO	BKL	POSICION	HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)	1692 / 1676	(m ²) ENV. POR UNIDAD	CUATRO		
SUPERFICIE POR ENVOLVENTE (GR/EF)	423 / 419	(m ²) ARREG. DE ENVOLV.	1S-1P		
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO		Corriente FondV100b		VAPOR DE BAJA PRESIÓN	
FLUJO TOTAL	kg / h	6,687		1,433,307	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	kg / h	6,524			1,433,307
DENSIDAD	kg / m ³	943.0			
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.4540			
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	0.8575			
VISCOSIDAD	cp	1.9630			
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol	25.40			
VAPOR	kg / h		460,460	1,433,307	
CALOR LATENTE	kcal / kg				
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol		25.40		
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C		0.0346		
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C		0.4487		
VISCOSIDAD	cp		0.0151		
DENSIDAD	kg / m ³		3.1		
TEMPERATURA	°C	26.7	276.6	350.0	350.0
PRESIÓN (atm. 1.033 kg/cm ² abs.)	kg / cm ² man.	1.9	1.5		
Nº DE PASOS				2	
VELOCIDAD	m / s				
CAIDA DE PRESIÓN	kg / cm ²	PERM. 0.4	CALC. 0.00 (3)	PERM. 0.70	CALC. 0.05
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m ² C / kcal		0.0004		0.0001
CALOR INTERCAMBIADO (10 ⁵ kcal / h)		24.08 X 1.2		DMLT CORREGIDA (°C)	14.7
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal / h m ² °C)	LIMPIO	3,015.5	SERVICIO	1,172.9	
INFORMACIÓN PARA DISEÑO MECÁNICO (2)					
PRESION DE DISEÑO	kg / cm ² man.	2.1		10.5	
PRESION DE PRUEBA	kg / cm ² man.	3.14		12.6	
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	400.0		450.0	
TUBOS SA-213-TP-304 N°	464 U's	BWG(MIN)	16	D.E.(mm)	19.05
ENVOLVENTE SA-516-70	DIAM INT. (mm)	912.4		TUBO TIPO	LISO
TAPA ENVOLV.(INT)	SA-516-70	TAPA CABEZAL FLOTANTE			
CANAL SA-516-70	TAPA CANAL	SA-516-70	PLACA DE CHOQUE	SA-516-70	
ESPEJOS: FIJO	SA-516-70	FLOTANTE		%CORTE DE MAMPARA	
SOPORTE SA-516-70	Nº / ESPACIAMIENTO	4 / 1463	(mm) TIPO		
MAMPARA LONG.	FAJAS DE SELLO	TUBOS DE SELLO N°/D.E. (mm)			
EMPAQUES NO ASBESTO RECUBIERTO DE ACERO SUAVE.					
BOQUILLAS: ENVOLV. ENT.	2 X 203.2	SALIDA	254.0	(mm) DRENE	203.2
CANAL: ENT.	203.2	INTERCONEXION		(mm) SALIDA	50.8
CORR. PERM.: LADO ENVOLV.	6.4	LADO TUBOS	3.2	(mm) CODIGO	ASME VIII, DIV. 1
AISLANTE REQUIERE	ESPESOR	(mm) SERVICIO CONSERVACION DE ENERGIA			
PESOS: VACIO	HAZ DE TUBOS	LLENO DE AGUA (kg)			
NOTAS:			ESQUEMA		
(1) CASO DE DISEÑO: INICIO DE CORRIDA					
(2) ESTAMPADO ASME REQUERIDO					
(3) LA HIDRAULICA DEL SISTEMA DEBERA VERIFICARCE EN LA ETAPA DE INGENIERIA DE DETALLE, EN FUNCIÓN A LAS DIMENSIONES DE LA TORRE T-100					
REV / EDIC	0/PREL.	1/	2/	3/	4/
FECHA	6/08/00				
ELAB. POR	LGAM				
APRB. POR	JLR				

Fma. IPE-A-516-1

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO 4.4

Transferencia de Momentum(Bombas y Compresores)

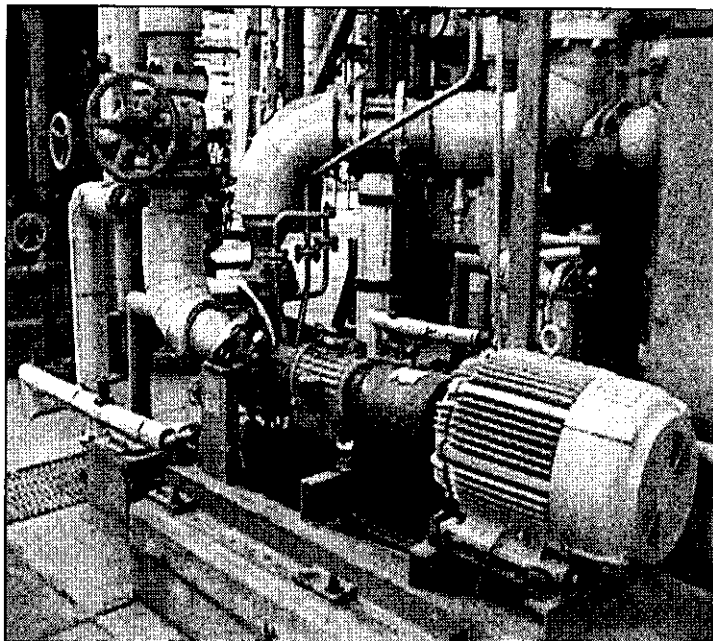
**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES**

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

CAPÍTULO 4.4 Transferencia de Momentum (Bombas y Compresores)

Este capítulo sintetiza los puntos de mayor relevancia a considerar en la simulación y diseño de bombas y compresores. No se pretende aquí agotar el tema ya que existen excelentes libros especializados en mecánica de fluidos y artículos de revistas técnicas que cubren con mucho los detalles teóricos de los procesos de transferencia de momentum. Sin embargo, lo que se



presenta a continuación es un resumen de los aspectos más importantes expuestos de tal manera que orientados a la simulación de procesos permitan llevar cabo simulaciones con el soporte teórico necesario. De esta manera, se podrán interpretar los cálculos y resultados que se obtengan con el simulador de una manera adecuada.

El transporte de fluidos de un lugar a otro es el evento más común en cualquier planta de proceso. Los dispositivos para proporcionar la energía cinética necesaria para el transporte de fluidos son conocidos como bombas y/o compresores. Adicionalmente, estos dispositivos han sido utilizados para incrementar la presión de los fluidos.

Teoría de la Mecánica de Fluidos.

El estudio de los fluidos en movimiento corresponde a otro caso particular de lo que se conoce como teoría de los fenómenos de transporte, en el capítulo sobre transferencia de calor ya se mencionó que existe una teoría general sobre estos fenómenos en donde se lleva a cabo una transferencia de masa (destilación y absorción), calor o momentum como consecuencia de una fuerza impulsora denominada gradiente que puede ser de concentraciones, temperaturas o

velocidades respectivamente. Estos fenómenos se ajustan al mismo modelo matemático, es decir, obedecen la misma ecuación diferencial, a saber:

$$\frac{\partial v}{\partial t} = a \frac{\partial^2 v}{\partial X^2}$$

en donde v representa el campo de concentraciones, temperaturas o velocidades.
 a es la constante que representa el coeficiente de difusión, la conductividad térmica o la viscosidad, respectivamente.

Otra de las ecuaciones fundamentales de la mecánica de fluidos resulta como muchos de los modelos en física, de un balance de energía, dando origen a la ecuación de Bernoulli en la que se tienen términos para la energía interna (energía potencial a nivel molecular), para energía potencial debida a la posición (a nivel macroscópico), para la energía potencial asociada a la presión y la energía cinética. Adicionalmente en esta ecuación han sido incluidos términos correspondientes al trabajo efectuado por una bomba, a las pérdidas o ganancias de calor y a las pérdidas por fricción, la expresión es como a continuación se indica:

$$\Delta U + \Delta(PV) + \frac{\Delta m v^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c} \Delta Z = Q - W + f$$

BOMBAS

Las bombas son dispositivos utilizados para transportar fluidos en fase líquida de un lugar a otro, para incrementar presión en sistemas y en algunas ocasiones también son utilizados para generar presiones de vacío.

Clasificación de Bombas.

Las bombas se pueden clasificar por su principio de operación, en bombas de desplazamiento positivo y cinéticas.

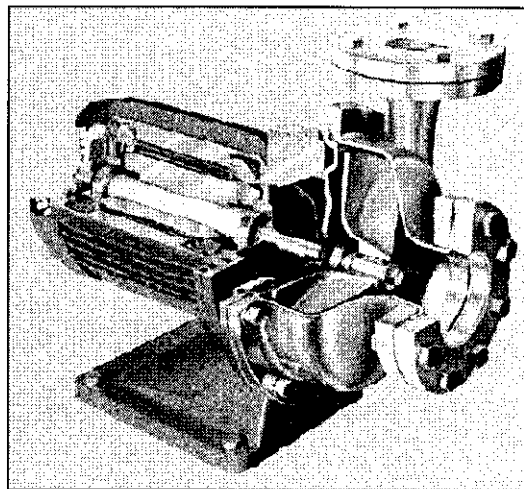
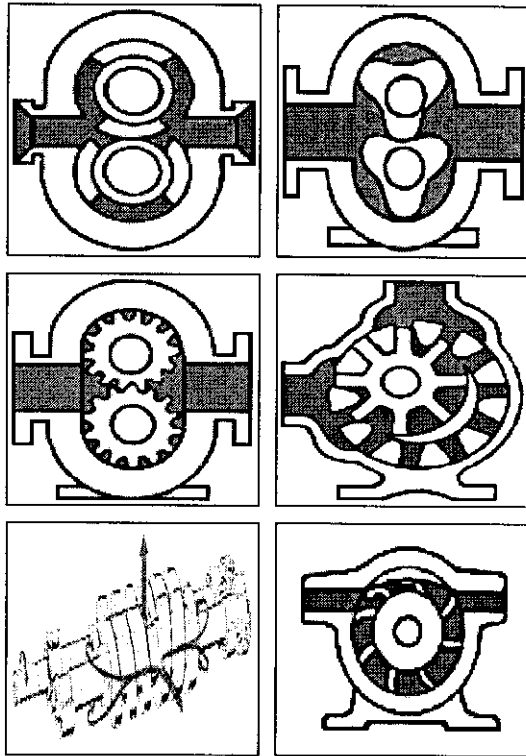
Se dice que una bomba es de desplazamiento positivo porque produce un incremento de presión a expensas de la reducción en las fronteras del volumen de control, en donde volumen de control se refiere al volumen contenido en un sistema cerrado por una superficie.

De esta manera las bombas reciprocantes al reducir las fronteras del sistema, conteniendo un fluido mediante un émbolo o un diafragma producen el movimiento del mismo fuera del volumen de control estableciendo un flujo de fluido.

Existen bombas rotativas que caen dentro de la clasificación de desplazamiento positivo como son las bombas de pistón circular, de lóbulos, engranes externos e internos, de tornillo, de paletas, etc. De la misma manera que las bombas anteriormente descritas, éstas producen reducción del volumen de control mediante la incidencia de una

cresta de un engrane en el valle de otro o la incidencia de la cresta de la hélice de un tornillo en el valle de la hélice de otro de tal suerte que el incremento en la presión como consecuencia de la reducción de volumen produce un flujo de fluido.

Por otro lado las bombas cinéticas producen un incremento en la presión del fluido como consecuencia del incremento en su energía cinética. Las bombas centrífugas están diseñadas para incrementar la energía cinética de un fluido mediante un impulsor que gira empujando al fluido hacia la periferia del impulsor y alejándose del mismo como consecuencia de la fuerza centrífuga.



Términos, Definiciones y Conceptos.

Es importante revisar la terminología de uso cotidiano en el diseño y selección de bombas, por lo que a continuación se presenta un pequeño sumario de términos, definiciones y conceptos.

Gravedad Específica.

Es la relación de la densidad de una sustancia a la densidad del agua a una temperatura de referencia (generalmente 62°F, 16.6°C).

Viscosidad.

Este término es la constante de proporcionalidad en la ecuación de transferencia de momentum expresada como:

$$J_p = -\lambda \Delta V / \Delta X$$

En donde :

J_p	es la densidad de corriente de momentum lineal. [kg m / (seg ² m ²)]
λ	es una constante denominada viscosidad [kg / m seg]
ΔV	es el gradiente de velocidades entre los puntos separados por ΔX . $\Delta V / \Delta X$ [seg ⁻¹]

A la unidad de viscosidad se le ha denominado Poise.

Carga estática de Succión (positiva y/o negativa).

Es la distancia entre el nivel del líquido en el lado de la succión y la línea horizontal que pasa por centro de la bomba expresada en unidades de longitud de columna de líquido. Si la superficie del líquido se encuentra por arriba del centro de la bomba la carga es positiva y negativa en caso contrario.

Carga estática de Descarga

Es la distancia entre la línea horizontal que pasa por centro de la bomba y la descarga libre de líquido expresada en unidades de longitud de líquido.

Carga Dinámica de Succión (positiva y/o negativa).

Es la carga estática de succión, más la presión absoluta en ejercida en la superficie del líquido, menos la carga por fricción menos la carga de velocidades (energía cinética).

Carga Dinámica de Descarga.

Es la carga estática de descarga, más la presión absoluta en la descarga, más la carga por fricción, más la carga de velocidades en la descarga.

Pérdidas por Fricción.

Son las pérdidas de energía como consecuencia de la fricción debida a la rugosidad de las paredes de la tubería y accesorios por donde circula el fluido.

Presión de Vapor.

Es la presión a la cual las moléculas de un líquido pasan a la fase gaseosa. A presiones mayores que ésta, las moléculas de la superficie no son capaces de abandonar la superficie del líquido. La presión de vapor es una función de la temperatura y de las características del líquido.

Carga Dinámica Total.

Es la suma algebraica de la carga dinámica de descarga y la carga dinámica de succión, se conoce también como presión diferencial.

Cavitación.

El término proviene del vocablo cavidad y ocurre cuando la presión en la línea de succión cae por debajo de la presión de vapor del líquido, en estas condiciones el líquido experimenta vaporizaciones creándose burbujas de vapor del líquido (cavidades) que más tarde se contraen nuevamente al alcanzar presiones mayores provocando aceleración de porciones de masa líquida que hacen el efecto de partículas golpeando las paredes y produciendo deterioro en el material y vibración en el sistema.

Carga de Velocidades (energía cinética).

Es la carga o presión necesaria para acelerar el líquido, este término es también conocido como energía cinética.

Carga Neta Positiva de Succión NPSH.

Este término es utilizado para determinar la carga mínima que se debe tener en la succión para evitar problemas de cavitación. Es importante distinguir entre el NPSH requerido y el NPSH disponible. El primero es el resultado de análisis de laboratorio y expresa las pérdidas de carga en el interior de la bomba, en tanto que el NPSH disponible es el resultado de las características de la instalación. El NPSH disponible es calculado de la siguiente manera

$$\text{NPSH} = P - P_{pv} + H_z - H_f$$

En donde : NPSH Carga Neta Positiva de Succión

Pa	Presión absoluta
Ppv	Presión de vapor del líquido
H _z	Columna de líquido
H _f	Carga de pérdidas por fricción

Todo expresado en [m] de columna de líquido

Para el caso de instalaciones existentes es posible tomar la lectura de presión con un manómetro en la succión misma que incluye los términos de carga estática y pérdidas por fricción por lo que se puede expresar la fórmula anterior de la siguiente manera:

$$\text{NPSH} = P_a + P + H_v - P_{pv}$$

En donde : NPSH Carga Neta Positiva de Succión

Pa	Presión absoluta.
P	Presión manométrica
H _v	Carga de velocidades
P _{pv}	Presión de vapor del líquido

Potencia al Freno BHP.

BHP (break horse power) es la potencia requerida para operar la bomba y es estimada según el tipo de bomba por las siguientes expresiones:

$$P = CDT * Q * Gr / 75 \gamma$$

Bombas Centrifugas

$$P = Pdif * Q / 1745$$

Bombas de desplazamiento positivo

Existen algunas ecuaciones empíricas que se han desarrollado y que resultan de utilidad para relacionar el diámetro del impulsor con la capacidad de una bomba en cuanto a caudal manejado, carga dinámica total y potencia. A estas relaciones se les conoce como leyes de afinidad y se expresan de la siguiente manera.

- El gasto varía directamente proporcional a la velocidad del impulsor y/o al diámetro del mismo.
- La carga varía directamente proporcional al cuadrado de la velocidad del impulsor y/o el cuadrado del diámetro del mismo.
- La potencia al freno varía directamente proporcional al cubo de la velocidad del impulso y/o al cubo del diámetro del mismo.

Pasos para la Selección de una Bomba.

-Conocer las características del fluido (paquete de fluido)

El primer paso en la selección de una bomba es conocer las características del fluido tanto físicas como químicas. El banco de datos del simulador contiene una amplia base de datos de propiedades físicas y químicas de una gran diversidad de compuestos utilizados en la industria. Adicionalmente a lo anterior es posible crear compuestos hipotéticos, es decir, compuestos que se pueden ajustar de manera muy cercana a fluidos específicos de los que se conocen muy pocas propiedades.

-Cálculo del Sistema (Carga Dinámica Total CDT)

El cálculo del sistema consiste en determinar la carga dinámica total de la bomba que se obtiene como una suma algebraica entre la carga dinámica de descarga y la carga dinámica de succión.

-Selección de la Bomba (con gasto, CDT y gráfica de cobertura de fabricantes).

Una vez calculada la carga dinámica total, es localizada el punto que tiene por coordenadas esta carga CDT y el gasto volumétrico de la bomba, en las gráficas de la curva de operación de diferentes bombas dadas por diversos fabricantes, de esta manera se determina el diámetros del impulsor, y con esto la bomba.

-Identificación del punto de operación en la curva de operación.

Una vez seleccionada la bomba es posible graficar el punto de operación en la curva característica de la bomba y verificar que operará correctamente bajo las condiciones de operación dadas.

-Determinación de la potencia del motor.

La determinación de la potencia del motor para la bomba se hará mediante las ecuaciones previamente especificadas, mediante las curvas de operación proporcionada por el fabricante y/o mediante las leyes de afinidad.

Hojas de Datos de Equipo.

El cálculo de bombas se lleva a cabo por los métodos arriba mencionados. Estos cálculos sientan las bases para un posterior desarrollo de la ingeniería de detalle del equipo, es decir, el desarrollo del diseño mecánico y diseño hidráulico.

La obtención de la ingeniería de detalle de cada equipo cae fuera del alcance del presente trabajo, sin embargo, debido a que el resultado de esta ingeniería es condensado en las hojas de datos del equipo, que posteriormente sirve para solicitar cotizaciones a fabricantes o proveedores, a continuación se presenta la hoja de datos de bombas.

Estas hojas de datos se han considerado ya que son uno de los documentos principales que deberá estar incluido en el modelo tridimensional (3D). Si bien es cierto que en este documento se vierte información que ya ha sido incluida como tabla en los formatos¹ de transferencia de modelos 3D, es deseable y recomendable contar esta información dispuesta como hoja de datos, de tal suerte que pueda ser consultada, copiada o editada para ser modificada.

En las hojas de datos han sido incluidos grupos que muestran información específica. En el primer grupo se muestran datos que corresponden a información general del equipo, proyecto y planta. En un segundo grupo se muestran datos sobre el funcionamiento de la bomba tales como curva utilizada, el NPSH requerido, eficiencia de diseño, columna máxima de diseño alcanzada por el equipo, flujo mínimo manejado y si cuenta con plan de lubricación.

El grupo condiciones de operación contiene todos las condiciones bajo las cuales va a operar la bomba, se incluyen asimismo grupos de materiales de construcción, pruebas, dimensiones de las boquillas e impulsor y finalmente información sobre las características del motor eléctrico o turbina de vapor.

De manera poco usual pero de gran utilidad, se han introducido grupos gráficos que muestran por un lado la curva propuesta para la aplicación y por otro el arreglo de la misma con el objeto de tener toda la información necesaria del sistema de bombeo.

¹ En el capítulo III se presentan las tablas de transferencia de información hacia modelos tridimensionales.

COMPRESORES

Los compresores son dispositivos utilizados para incrementar la presión de fluidos en fase gaseosa, no obstante que estos dispositivos son utilizados para aumentar la presión, en muchas ocasiones también son utilizados para generar presiones menores a la atmosférica. Incrementar o disminuir la presión en un gas puede ser consecuencia de los siguientes requerimientos:

Presiones altas para proceso

Generación de vacío para proceso

Manejo de aire comprimido para control (transferencia de fuerza neumática)

Alimentación de aire para combustión

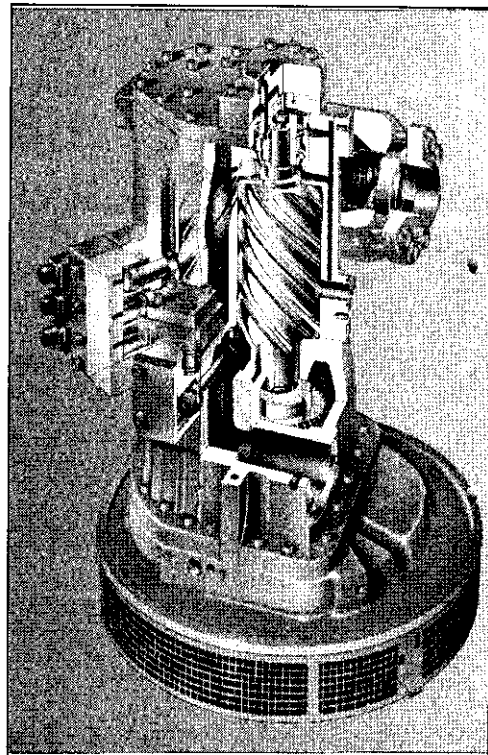
Transporte de gases

Clasificación de compresores.

Los compresores se pueden clasificar de una manera general en:

- De desplazamiento positivo (flujo intermitente)
- Contínuos
 - Dinámicos
 - Eyectores

Al igual que las bombas, se dice que un compresor es de desplazamiento positivo porque produce presión a expensas de reducir el volumen de control. Los compresores dinámicos producen presión al incrementar la energía cinética del fluido mediante un impulsor, por su parte los eyectores producen presión al incrementar la energía cinética de los gases mediante un difusor.



Una clasificación más específica es la que a continuación se presenta:

- Desplazamiento positivo
 - Reciprocantes
 - Rotatorios
 - Paletas
 - Lóbulos
- Contínuos
 - Dinámicos
 - Centrífugos
 - Flujo axial
 - Eyectores

Términos, Definiciones y Conceptos.

Es importante revisar la terminología de uso cotidiano en el diseño y selección de compresores, por lo que a continuación se presenta un pequeño sumario de términos, definiciones y conceptos.

Condiciones Normales.

Las condiciones normales de presión y temperatura a que se refieren las mediciones de volúmenes en el manejo de compresores son: 14.6 psia y 60°F.

Presión Absoluta.

En el vacío absoluto la fuerza por unidad de área que deberían ejercer las partículas de materia sobre la pared de algún recipiente cerrado conteniendo este vacío es nula como consecuencia de la ausencia de partículas. A este punto se le conoce como cero absoluto de presión y es el punto de partida del cual se inicia la escala absoluta de presiones a diferencia de la escala relativa a la presión atmosférica en donde se toma como punto de partida la presión atmosférica, es decir, en un recipiente abierto conteniendo aire se dice que se ejerce una presión de cero en las paredes del mismo en la escala relativa de presiones, mientras que en la escala absoluta se dice que se ejerce una atmósfera de presión. Por lo anterior la presión absoluta es la presión que se mide en una escala que parte de cero y es la suma aritmética de la presión atmosférica más la presión relativa denominada generalmente manométrica.

Temperatura Absoluta.

Considerando la temperatura como un índice del contenido de energía cinética de las moléculas de algún cuerpo de acuerdo al teoría cinética, se dice que un cuerpo se encuentra en el cero absoluto de temperatura cuando sus partículas constituyentes cesan su movimiento permaneciendo estáticas. A partir de este punto se hacen las mediciones y entonces se dice que se está utilizando una escala absoluta de temperaturas.

Altitud.

Es la elevación sobre el nivel del mar.

Capacidad.

La capacidad de un compresor es la cantidad de gas (aire) que éste entrega al operar entre la presión de entrada y la presión de descarga. Para un eyector la capacidad se mide en lbs/hr.

Compresibilidad.

Es un factor que indica el grado de desviación de un gas real con respecto a un gas ideal, al incluir este factor en la ecuación de gases ideales es posible utilizar ésta y aplicarla para el comportamiento de un gas real con un mayor grado de ajuste al fenómeno.

Eficiencia de Compresión .

Es la razón del trabajo teórico requerido para comprimir una cierta cantidad de gas, al trabajo real requerido para comprimir esa misma cantidad a las mismas condiciones expresada como porcentaje.

Relación de Compresión.

Es la relación de la presión absoluta de descarga y la presión absoluta de entrada. Generalmente esta relación se aplica a una sola etapa de compresión, aunque en ocasiones se aplica a un compresor multietapas.

Temperatura Crítica de Compresión.

Es la temperatura más alta a la cual un gas puede ser licuado.

Presión Crítica de Compresión.

Es la presión de vapor más elevada que un líquido puede ejercer, es decir, es la presión de saturación a la temperatura crítica.

Punto de Rocío.

Es la temperatura a la cual el vapor contenido en un gas comienza a condensar.

Temperatura de Bulbo Seco.

Es la temperatura ambiente medida en condiciones exentas de humedad.

Temperatura de Bulbo Húmedo.

Es la temperatura alcanzada por una superficie húmeda al ser expuesta al aire y alcanzarse un equilibrio dinámico entre el gas y el líquido al ceder el gas una cantidad de calor igual a la que el líquido requiere para ser evaporado.

Humedad (a veces denominada humedad absoluta).

Es la cantidad de vapor de agua contenida en un gas y expresada en unidades de masa de vapor por masa de gas.

Humedad Relativa.

Es el cociente de dividir la presión parcial del vapor de agua a una temperatura por la presión de vapor del agua a esa misma temperatura expresada como porcentaje.

Humedad Específica.

Es el cociente de dividir el peso de vapor de agua en una mezcla aire-vapor, por el peso del aire seco de la mezcla y expresada generalmente como unidades de masa de vapor por unidad de masa de aire seco.

Aire Normal.

Es el término usado para el aire atmosférico promedio a nivel del mar. Se define en el código para compresores de desplazamiento de ASME como aire a una presión de 14.696 pisa, a una temperatura de 68°F, con una humedad relativa de 36%, una densidad de . 75 lb/pie3.

Unidades Generalmente Manejadas.

Pie3/min	(cfm)
Pie3 estándar/min	(csfm)
Millones de pie3/24 hrs.	(MMCFD)
m3/seg	(cmm)
libras por hora	(lbs/hr)
kilogramos por hora	(kgs/hr)
moles por hora	(mol/hr)

Selección de Compresores.

La selección de un compresor debe basarse en la aplicación, así para manejar grandes volúmenes de gas a presiones moderadas es recomendable un compresor centrífugo, en tanto que para el manejo de cantidades menores de aire a grandes presiones se prefiere un reciprocante.

Los compresores operan en la industria en general, a presiones menores de 500 psig, sin embargo, la mayoría de estos operan realmente a presiones menores de 125 psig. A continuación se presenta una serie de factores para la selección de compresores de acuerdo a:

- Energía Requerida Los compresores reciprocantes suelen ser los mejores desde este punto de vista (más económicos) seguidos por los centrífugos.
- Cimentaciones En general los compresores rotativos requieren una cimentación menos robusta que sus análogos reciprocantes.

- Control La variación en la demanda desde cero hasta capacidad completa es un factor importante económicamente. En este sentido el compresor recíprocante tiene ventaja.

- Aire libre de Aceite Los compresores dinámicos proporcionan aire libre de aceite aunque es posible obtener diseños especiales de otros tipos también libre de aceite.

Hojas de Datos de Equipo.

El cálculo de compresores se lleva a cabo por los métodos arriba mencionados. Estos cálculos sientan las bases para un posterior desarrollo de la ingeniería de detalle del equipo de otras especialidades, como es el desarrollo del diseño mecánico.

La obtención de la ingeniería de detalle de otras especialidades diferentes a la de proceso de cada equipo cae fuera del alcance del presente trabajo, sin embargo, debido a que el resultado de esta ingeniería es condensado en las hojas de datos del equipo, que posteriormente sirve para solicitar cotizaciones a fabricantes o proveedores, a continuación se presenta la hoja de datos de compresores.

Estas hojas de datos se han considerado ya que son uno de los documentos principales que deberá estar incluido en el modelo tridimensional (3D). Si bien es cierto que en este documento se vierte información que ya ha sido incluida como tabla en los formatos² de transferencia de modelos 3D, es deseable y recomendable contar esta información dispuesta como hoja de datos, de tal suerte que pueda ser consultada, copiada o editada para ser modificada.

En la hoja de datos han sido incluidos grupos que muestran información específica. En el primer grupo se muestran datos que corresponden a información general del equipo, proyecto, planta, etc.. En un segundo grupo se muestran datos sobre condiciones de operación en la succión y en la descarga. Seguido al anterior se encuentra un grupo de servicios en donde se incluyen las características del elemento motriz del compresor (motor eléctrico o turbina de vapor).

Ha sido contemplado en un grupo sobre las propiedades del gas, finalmente se incluye un grupo gráfico dedicado al esquema del equipo.

Se observa que la hoja de datos no contiene información específica del proyecto como en el caso de las hojas de datos de otros equipos. Esto como consecuencia de que no se llevó a cabo ninguna simulación de compresor como previamente se especificó en el alcance de este documento.

² En el capítulo III se presentan las tablas de transferencia de información hacia modelos tridimensionales.

FENÓMENO DE INESTABILIDAD EN COMPRESORES (SURGE)

El suministro de aire de proceso es generalmente proporcionado por compresores rotativos (tornillo, paletas, lóbulos), centrífugos o reciprocantes dependiendo de los requerimientos de presión y volúmenes de aire a manejar.

El control del suministro de aire es gobernado por los requerimientos del proceso y las características de diseño del equipo. Una característica importante es que la curva de operación de los compresores centrífugos presenta un máximo en donde para una presión dada se pueden tener dos gastos, lo que provoca inestabilidad en el compresor. Para evitar llegar a este punto de inestabilidad (surge) se han desarrollado modos de control que restringen el rango de operación evitando la entrada del compresor en la zona de inestabilidad.

En el caso específico de los compresores centrífugos, el sistema de control incluye todos los dispositivos necesarios para controlar presión asegurando además una operación confiable con respecto a la lubricación,

CÁPSULA No. 4.4.1 (modos de control)

Control Modulado

Este modo de control mantiene el sistema a una presión constante lo cual se logra regulando la válvula de admisión dentro del rango de estrangulación del compresor. El compresor está a capacidad máxima cuando la válvula de admisión V-2 está totalmente abierta y la válvula de desvío V-1 está totalmente cerrada. A capacidad plena el compresor está operando en el punto A de la curva de operación (ver figura anexa de control modulado).

A medida que disminuye la demanda de flujo se mantiene la presión de descarga constante reduciendo el flujo que va al sistema estrangulando la válvula de admisión V-2 y manteniendo la válvula de desvío totalmente cerrada. El compresor seguirá los cambios de demanda de flujo que se muestran en la figura entre los puntos A y B estrangulando la válvula de admisión.

A medida que se reduce la entrega de flujo y se alcanza el rango máximo de estrangulación en la admisión, el compresor se aproxima a su punto de inestabilidad. Cualquier reducción posterior en la capacidad del compresor causará inestabilidad en la unidad y permitirá su operación dentro de esta región. Para prevenir lo anterior la válvula de admisión V-2 se mantiene abierta mediante la señal de control en el punto máximo de estrangulación en la admisión. Cuando los requerimientos de flujo del sistema continúan reduciéndose por debajo del rango de estrangulación de admisión del compresor, éste continuará siguiendo estas demandas dejando escapar el exceso de aire a través de la válvula de desvío V-1. El compresor seguirá las demandas de flujo entre los puntos B y C por medio de la estrangulación de la válvula de desvío V-1.

Control Dual (dos pasos)

Este modo de control funciona el compresor entre dos presiones predeterminadas y opera el equipo desde la capacidad total hasta la capacidad cero. Cuando el sistema alcanza la presión de corte para operar (conexión), el compresor carga abriendo la válvula de admisión y cerrando la válvula de desvío. El compresor seguirá la curva natural hasta la presión de corte para dejar de operar (desconexión) en donde la unidad descarga cerrando la válvula de admisión y abriendo la de desvío.

Cuando el compresor carga en dos pasos irá al punto D en la curva de operación. La válvula de admisión V-2 estará completamente abierta y la válvula de desvío V-1 estará completamente cerrada (ver figura anexa de control dos-pasos).

A medida que la presión del sistema aumenta a un valor igual al punto B en la curva de operación el interruptor de control de dos pasos causará la descarga del compresor, punto C.

El compresor descarga al abrir completamente la válvula de desvío V-1 y cerrar la válvula de admisión V-2 hasta una posición que le sea permitida por el regulador del límite de descarga.

A medida que la presión baja hasta un valor igual al punto D en la curva de operación el interruptor de control de presión dos pasos cargará el compresor.

El modo de operación modulado en el panel de control dual, es utilizado frecuentemente cuando la demanda del sistema es superior al 50 % de la capacidad del compresor y constante. El modo de operación dual es utilizado cuando la demanda del sistema es inferior al 50% de la capacidad del compresor.

Control Dual Automático

Este control funciona como una combinación del control modulado y dual. Cuando los requerimientos de capacidad están dentro del rango de estrangulación del compresor el compresor opera eficientemente mediante la estrangulación automática de la válvula de admisión para mantener la presión constante. Si los requerimientos de capacidad decrecen abajo del rango máximo de estrangulación, el compresor descargará. Cuando la presión del sistema se reduce hasta un valor predeterminado de conexión, el compresor se irá a plena carga. El compresor seguirá la curva natural a la presión establecida y responderá a las demandas del sistema permaneciendo a plena carga o estrangulando y después descargando.

Cuando los requerimientos de capacidad se encuentran dentro del rango de estrangulación del compresor, éste opera eficientemente estrangulando automáticamente la válvula de admisión para mantener la presión constante. Si los requerimientos de capacidad disminuyen por debajo del rango máximo de estrangulación el compresor descargará. Cuando la presión del sistema disminuye hasta una presión de conexión preseleccionada el compresor irá a carga plena. El equipo seguirá la curva natural al ajuste de presión constante y responderá a los requerimientos de demanda del sistema manteniéndose a carga plena o estrangulando y después descargando.

Cuando el compresor carga en modulado + dual, irá al punto D de la curva de operación. La carga se efectúa por medio de la apertura total de la válvula de admisión V-2. La válvula de desvío V-1 se cerrará completamente (ver figura anexa de control dual automático).

A medida que la presión del sistema aumente a un nivel de presión igual al punto A el controlador enviará la señal a la válvula de admisión V-2 para que estrangule. El compresor continuará siguiendo la demanda de flujo del sistema entre los puntos A y E.

vibración, temperatura y adicionalmente un dispositivo sensor de oleaje (surge, inestabilidad) el cual protege al compresor de operar en esta región de inestabilidad mandando descargar el equipo, en la cápsula 4.4.1 se explican los modos de control de los compresores.

CLIENTE	UNAM	CVE. EQUIPO	
PLANTA	ETANOLAMINAS	FABRICANTE	
LOCALIZACION	COATZACOALCOS, VER.	TAMAÑO Y MODELO	
CONTRATO		ESTANDARES	API 610 ANSI B16.5
FECHA		CANTIDAD	

FUNCIONAMIENTO

CURVA PROPUESTA

NPSH REQUERIDO

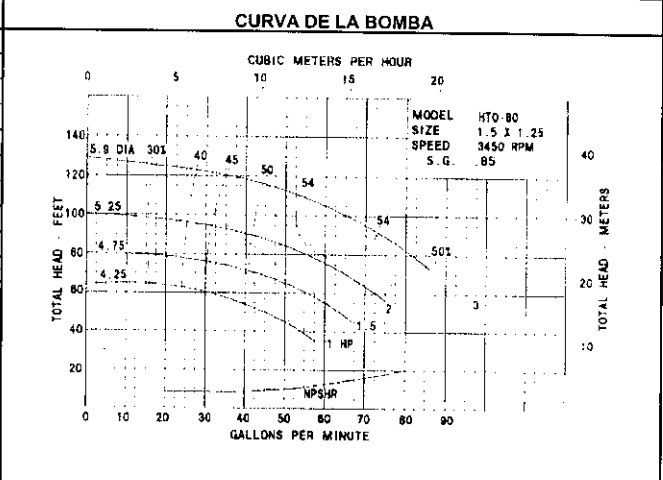
EFICIENCIA DE DISEÑO

COLUMNA MAX. DE DISEÑO

FLUJO MINIMO

ROTACION VISTA DESDE EL COPLE

PLAN DE LUBRICACION

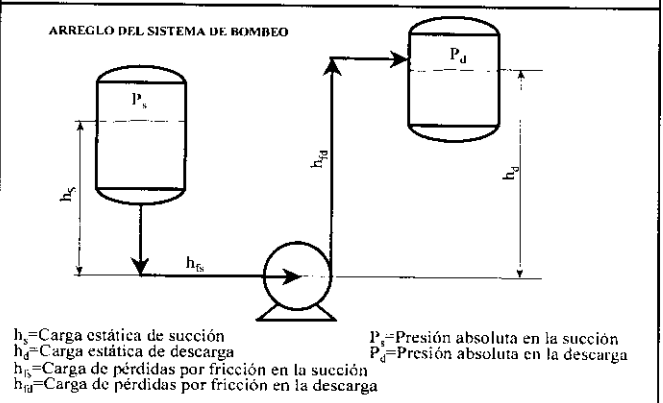


CONDICIONES DE OPERACION

	MKS	(S.I.)
LIQUIDO	ACL	
TEMP. DE BOMBEO °C (°F)	172.00	341.60
P VAPOR LIQUIDO Kg/cm2 abs (PSIA)	0.50	7.10
VISCOSIDAD LIQUIDO Pas. (CP)	2.7E-04	2.7E-01
DENSIDAD LIQUIDO		
CORROSION / EROSION	H2S	
Q NORMAL m3/h. (GPM)	99.14	436.52
Q DISEÑO m3/h. (GPM)	114.01	502.00
P DESC. Kg/cm2 man. (PSIG)	9.31	132.43
P SUCC. Kg/cm2 man. (PSIG)	1.58	22.52
PRESION DIF. Kg/cm2 (PSI)	7.73	109.92
CARGA DIF. M. (FT)	110.40	362.19
NPSH DISP. M. (FT)	30.28	99.33
POT. HIDRAULICA KW. (HP)	23.99	32.21

MATERIALES DE CONSTRUCCION

CLAVE MATERIAL	
(I) HIERRO FUNDIDO	CARCAZA
(B) BRONCE	IMPULSOR
(S) ACERO	CAMISA EMPAQUE
(C) CROMO	CAMISA SELLO
(A) ALEACION	PARTE de DESAGASTE
(E) ENDURECIDO	FLECHA
(P) RECUBIERTO	INTERNOS
(X) AC. INOXIDABLE 316	



PRUEBAS

	ATESTIGUADA	NO ATESTIGUADA
COMPORTAMIENTO DE TRABAJO		
HIDROSTATICA		
NPSH		

BOQUILLAS

	DIAM	CLASIF. ANSI	CARA	POSICION
SUCCION				
DESCARGA				

OTROS

	DISENO	MAXIMO	TIPO
DIAM IMPULSOR			
BALEROS	RADIAL		AXIAL
COPLE Y GUARDA	TIPO		CODIGO / CLASE
SELLO MECANICO: CODIGO API/FAB.			
BASE			
NPSH			

MOTOR ELECTRICO

TIPO	ARMAZON	TROPICALIZADO
POTENCIA	VOLTS/FASE/CICLOS	FATCOR SERV.
RPM	CLASIF. NEMA	

TURBINA DE VAPOR

TIPO	P. VAP. ESCAPE	BOQUILLAS	DIAM	ANSI	CARA
POTENCIA	T. VAP. ESCAPE	ENTRADA			
RPM	CONSUMO VAPOR	ESCAPE			
P. VAP. ENTRADA	ESTANDAR				
T. VAP. ENTRADA	BALEROS				

NOTAS:

a) SE APLICARA API-610 8a. EDICION

b) PARA SARVICIOS AUX. DE ELECTRICIDAD, VAPOR Y AGUA DE ENFRIAMIENTO VER. REQ. ESPECIFICOS

c) EL FLUJO DE DISEÑO ES POR BOMBA

d) EL FABRICANTE DEBERA PROPORCIONAR LA HOJA DE ESPECIFICACION DE LA BOMBA DE ACUERDO AL API-610

REVISION	0-Pre	1	2	3	4	5	6
FECHA	2-Ago-00						
ELABORADO POR	LGAM						
APROBADO POR	JLR						

CLIENTE: UNAM	PROYECTO: E0D-1329
PLANTA: ETANOLAMINAS	HOJA: 1 DE: 2
LOCALIZACION: COATZACOALCOS, VER.	REQ./O.C. No
CLAVE DEL EQUIPO: C-100	No. DE UNIDADES: UNA
SERVICIO: COMPRESOR DE GASES DE PROCESO	TIPO: CENTRIFUGO

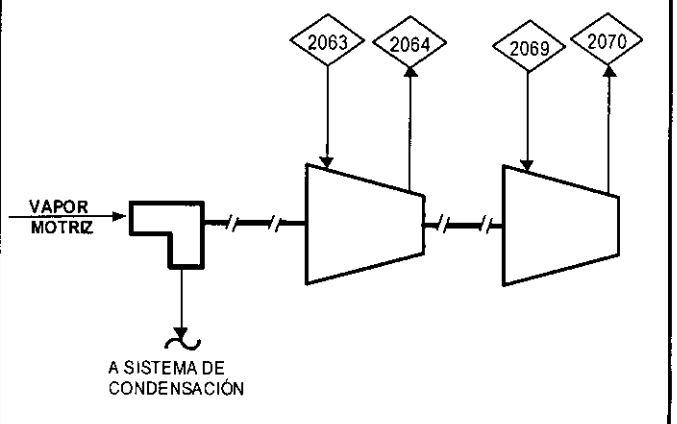
Gas Manejado CASO OPERACION	ETANOLAMINAS			AMONIACO			VAPOR DE AGUA		
	Min.	Nor.	Max.	Min.	Nor.	Max.	Min.	Nor.	Max.
Flujo									
Capacidad									
kg/h									
m³ std / h @ 15°C y 1 atm.									
m³/h a cond. de entrada, P y T									
Peso Molecular									
CONDICIONES DE SUCCION:									
Presión, kg/cm² abs.									
Temperatura, °C.									
Densidad, kg/m³ @ P y T									
Factor de compresibilidad, "Z"									
"k" (cp / cv)									
Humedad relativa, %	VER HOJA DE COMPOSICION ANEXA								
CONDICIONES DE DESCARGA:									
Presión, kg/cm² abs.									
Temperatura, °C.									
"Z" Estimada, @ T									
"k" Estimada, @ T									

Accionador: **Turbina de vapor a condensación** Presión atmosférica: **1.03 kg/cm²**

SERVICIOS AUXILIARES			
Energía eléctrica:			
Accionador entre 113-1119 kW	--	Volt:	-- Fases
Accionador mayor de 1119 kW	--	Volt:	-- Fases
Vapor motriz:			
Suministro:		Descarga:	
Presión, kg/cm² man.	<u>60</u>	Presión, kg/cm² man.	<u>Vacio</u>
Temperatura, °C	<u>482</u>	Temperatura, °C	
Flujo disponible, m³/h	<u>El requerido</u>		
Agua de enfriamiento:			
Presión, kg/cm² man.	<u>4.5</u>	Suministro	<u>3.0</u> Retorno min.
Temperatura, °C	<u>32</u>	Suministro	<u>42</u> Retorno max.
Flujo disponible, m³/h	<u>El requerido</u>		

PROPIEDADES DEL GAS	
Composición:	<u>Ver hoja anexa</u>
Corrosión debido a:	<u>H₂, H₂S, Cianuros, Mercaptanos, etc.</u>
Corrosión del aceite lubricante debido a:	_____
Degradación del aceite lubricante debido a:	_____

- NOTAS**
- 1) Compresor de dos pasos
 - 2) Corresponde a la corriente 2063
 - 3) Corresponde a la corriente 2069
 - 4) La presión de descarga del primer paso es aproximada y podrá ser optimizada por el fabricante del equipo



Revisión	0	1	2	3	4	5	6	7
Fecha	---	26-Jul-00						
Elaboró	---	LGAM						
Aprobó	---	JLR						

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CAPÍTULO V

EJEMPLO DE SIMULACIÓN

**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTE

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

PROYECTO : PLANTA DE MONOETANOLAMINA, DIETANOLAMINA y TRIETANOLAMINA

A continuación se lleva a cabo el desarrollo de los documentos principales de Ingeniería Básica para la construcción de una planta productora de Etanolaminas partiendo de óxido de etileno y amoniaco en solución acuosa como materias primas.

Lo que se pretende es enmarcar en un contexto general del desarrollo de un proyecto la simulación de procesos, resaltando su importancia como piedra angular en torno a la cual giran las diversas disciplinas de la ingeniería, la procura de equipos y finalmente la construcción y puesta en marcha de la planta.

El índice de materias es el siguiente de acuerdo a lo especificado en el Cap.1

1.- INGENIERÍA BÁSICA.

- Bases de Diseño.
- Descripción de Proceso.
- Diagrama de Flujo de Proceso.
- Balances de Materia y Energía de Proceso.
- Lista de Equipo.

2.- INTRODUCCIÓN DE INFORMACIÓN (ESQUEMAS DE ENTRADA).

- Establecimiento del Sistema de Unidades a Utilizar.
- Establecimiento del Entorno de Simulación (paquete de fluido).
- Establecimiento de los Objetos del Diagrama de Flujo.

Corrientes de Materia
Corrientes de Energía
Operaciones Unitarias (equipos)

- Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso
- Revisión general de Información a través del cuaderno de trabajo.

3. SALIDA DE INFORMACIÓN (ESQUEMAS DE SALIDA)

- Impresión del DFP y Balances de Materia y Energía
- Impresión de Operaciones (Especificación de Equipos)
- Impresión de Corrientes de Materia y Energía

1.- INGENIERÍA BÁSICA.

• Bases de Diseño

a) Generalidades

Se desea instalar una planta de Etanolaminas con capacidad para producir 10,000 tons/año de Dietanolamina. Esto obedece al resultado de un análisis de comportamiento del producto en el mercado mexicano en los últimos años, en donde se ha detectado una demanda insatisfecha de 11,000 tons al año.

Las etanolaminas forman parte de una importante familia de compuestos químicos denominados alcanolaminas. El nombre de se deriva del hecho de que estos compuestos presentan en su molécula una cadena de alcano con los grupos funcionales OH y NH propios de los alcoholes y las aminas respectivamente.

CÁPSULA 5.1 ETANOLAMINAS

Aquí se mencionan los métodos de obtención más comerciales así como algunas de las aplicaciones más importantes.

MÉTODOS DE OBTENCIÓN

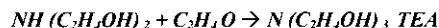
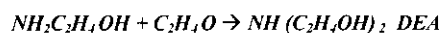
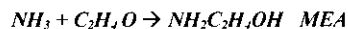
- HALOHIDRINAS-AMONIACO

Las etanolaminas pueden prepararse a nivel laboratorio por diversos métodos siendo uno de los más comunes aquel que se lleva a cabo a partir de halohidrinatas y amoníaco, sin embargo, este método presenta algunos problemas de purificación.

- ÓXIDO DE ETILENO-AMONIACO

Existe un método que es el más utilizado a nivel industrial y parte de óxido de etileno y amoníaco como materia prima para la obtención de mezclas de DEA, MEA y TEA.

Al mezclar óxido de etileno líquido y amoníaco acuoso en exceso a presiones y temperaturas del orden de 10.0 a 20.0 psig. y 30 a 40 °C respectivamente, se efectúan las siguientes reacciones :



Esta mezcla de productos es introducida a un recuperador de amoníaco para recircular el amoníaco no reaccionado, posteriormente la mezcla libre de amoníaco es sometida a una deshidratación para finalmente efectuar una destilación fraccionada obteniendo MEA, DEA y TEA con las purzas deseadas.

APLICACIONES

La importancia de las etanolaminas, en los múltiples usos y aplicaciones industriales que han encontrado como son el proceso de endulzamiento de gas natural y la fabricación de detergentes, entre otros

ENDULZAMIENTO DE GASES

En el proceso de endulzamiento de gases se utilizan soluciones de MEA, DEA y TEA para la eliminación de gases ácidos.

CÁPSULA 5.1 (Continuación)

MONOETANOLAMINA (MEA)

Es la base más fuerte de las etanolaminas por lo que reacciona rápidamente con los gases ácidos. Permite eliminar sulfuro de hidrógeno y bióxido de carbono. Tiene gran capacidad para eliminar los gases ácidos, por lo que se requiere de cantidades pequeñas de solución absorbidora en relación con la DEA y la TEA.

Una desventaja de la MEA es que reacciona irreversiblemente con sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono, esto ocasiona pérdidas de la solución, así mismo presenta una presión de vapor elevada ocasionando pérdidas por vaporización.

DIETANOLAMINA (DEA)

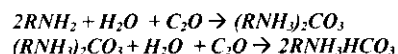
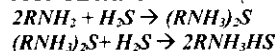
El comportamiento de la DEA en el proceso de edulzamiento de gases es similar al de la MEA siendo la reacción con disulfuro de carbonilo la principal diferencia ya que la DEA reacciona muy lentamente con estos compuestos. Como consecuencia de lo anterior es especialmente empleada para el edulzamiento de gases que contienen grandes cantidades de sulfuro de carbonilo y disulfuro de carbono.

TRIETANOLAMINA (TEA)

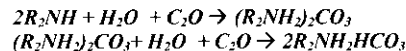
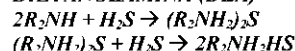
Esta ha sido desplazada por la MEA y DEA en este proceso a pesar de haber sido la primera utilizada para este fin. Su principal ventaja es que es selectiva hacia el sulfuro de hidrógeno.

Las reacciones que se llevan a cabo en este proceso se presentan a continuación.

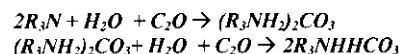
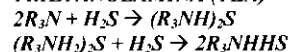
MONOETANOLAMINA (MEA)



DIETANOLAMINA (DEA)

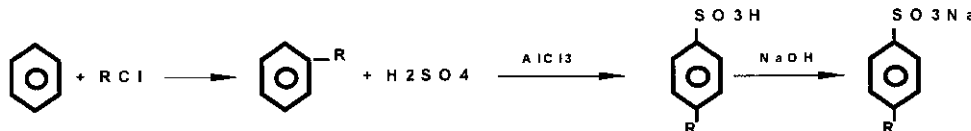


TRIETANOLAMINA (TEA)



FABRICACIÓN DE DETERGENTES

Las etanolaminas y ácidos grasos en soluciones de amidas ligeramente alcalinas son usadas ampliamente en la fabricación de detergentes. El componente surfactante aniónico de la mayoría de los detergentes líquidos está formado por una sal de la alcanolamina de sulfonato de alquilbenceno lineal.



COSMÉTICOS

En la industria de los cosméticos las etanolaminas constituyen importantes materias primas para la elaboración de cremas y lociones.

TEXTILES

Las etanolaminas aumentan la velocidad de difusión de los tintes en fibras como el algodón, el rayón y el poliéster. El tratamiento de lana con MEA seguido de un tratamiento con vapor imprime rigidez y durabilidad en los dobleces de telas así procesadas. La etanolaminas son empleadas como agentes antiestáticos en fibras sintéticas.

b) Proceso.

El proceso se lleva a cabo en dos etapas, a saber:

- 1).- Proceso de Reacción.
- 2).- Proceso de Separación y Purificación de los Productos

- 1).- Proceso de Reacción.

El amoniaco anhidro es alimentado a un tanque de almacenamiento y posteriormente a un mezclador para preparar la solución amoniacal al 30% en peso. De este recipiente es alimentada la solución amoniacal a un reactor al tiempo que se alimenta óxido de etileno con un exceso de 3 moles de NH_3 por 1 de $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ para llevar a cabo adecuadamente la reacción que producirá la cantidad requerida de etanolaminas.

- 2).- Proceso de Separación y Purificación de los Productos

La corriente procedente del reactor es alimentada a un tanque de balance y luego a un separador tipo flash para la separación de amoniaco en donde se recupera este compuesto.

La corriente del domo rica en amoniaco es enviada hacia un tanque de almacenamiento mientras que la corriente procedente del fondo pobre en amoniaco es almacenada en el tanque de balance y posteriormente alimentada a una torre de destilación de agua.

Esta torre tiene por objeto eliminar por destilación el agua contenida en la mezcla de productos. Por el domo se extrae casi la totalidad del agua y el amoniaco remanente para ser recirculados, en tanto que del fondo sale una corriente rica en MEA, DEA y TEA que es enviada hacia otro tanque de balance.

De este tanque se alimenta una corriente a una torre de destilación para obtener MEA. De este equipo por el domo se obtiene MEA con un alto grado de pureza en tanto que del fondo sale una mezcla de DEA y TEA.

La corriente procedente del fondo de la torre es enviada a un tanque para ser alimentada a una torre de destilación de DEA.

Por el domo de esta última torre se obtiene DEA con una pureza del 99% en tanto que del fondo se obtiene TEA también con un alto grado de pureza.

c) Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad

Se requiere una producción de 10,000 Tons/Año con un factor de servicio de la planta de 360 días al año con posibilidades de duplicar el nivel de producción mediante la instalación de una nueva línea de proceso.

d) Materias Primas.

El proceso requiere de óxido de etileno y amoníaco como materias primas, en la tabla siguiente se muestran las propiedades físicas de la materia prima.

Propiedades Físicas del Amoníaco y Óxido de Etileno.

	AMONIACO	ÓXIDO DE ETILENO
Fórmula	NH ₃	C ₂ H ₄ O
Peso Molecular	17.00	44.05
Densidad (gr/cm ³)	0.639 @ 0°C	0.899 @ 0 °C
Gravedad Específica	0.7700 @ 0°C	0.87 @ 20 °C
Viscosidad Absoluta (cP)	0.30	
Viscosidad Cinemática (cSt)		más ligero que H ₂ O
Presión de Vapor	8.5 atm	1095 mmHg
Temperatura de Ebullición (°C)	-33.45	10.35
Temperatura de Fusión (°C)	-77.70	-112.15
Temperatura de Flasheo (°C)	650.00	-18.00
Capacidad Calorífica	ver Tab 05	ver Tab 05
Temperatura Crítica (°C)	132.45	195.85
Presión Crítica (atm)	111.30	71.00
Pureza (comercial)	99.5 / 99.97%	
Pureza (proceso)		
Densidad del gas (aire=1)	0.5971	1.4900

El amoníaco utilizado será en solución acuosa al 30%.

e) Especificación de los Productos.

Propiedades Físicas

Estos compuestos son líquidos incoloro-amarillentos a temperaturas ambiente, presentan un marcado olor amoniacal y una alcalinidad semejante a las de las aminas simples, son solubles en compuestos polares como el agua y los alcoholes, tienen puntos de ebullición elevados y son generalmente viscosos y más densos que el agua. A continuación se presentan algunas de las más importantes propiedades físicas de la monoetanolamina, DIETANOLAMINA y la trietanolamina.

Propiedades Físicas.

	MEA	DEA	TEA
Fórmula	NH ₂ C ₂ H ₄ OH	NH(C ₂ H ₄ OH) ₂	N(C ₂ H ₄ OH) ₃
Peso Molecular	61.08	105.14	149.19
Densidad (gr/cm ³)	1.017 @ 20 °C	1.088 @ 20 °C	1.122 @ 20 °C
Gravedad Específica	1.0179 @ 20 °C	1.0966 @ 20 °C	1.1242 @ 20 °C
Viscosidad Absoluta (cP)		351.9 @ 25 °C	
		53.85 @ 60 °C	
Viscosidad Cinemática (cSt)	100-2000 cSt	100-200 cSt	50-500 cSt
Presión de Vapor	0.4 mmHg		
Temperatura de Ebullición (°C)	170.50	268.00	340.00
Temperatura de Fusión (°C)	10.50	28.00	21.20
Temperatura de Flasheo (°C)			
Capacidad Calorífica	Ver Tab 05	ver Tab 05 B	ver Tab 05 B
Temperatura Crítica (°C)	340.85	442.10	
Presión Crítica (atm)	44.00	32.10	
Pureza (comercial)	98%	95%	80%
Pureza (proceso)	99%	99%	99%
Densidad del gas (aire=1)	2.1000	3.6500	5.1000

f) Condiciones de las Alimentaciones y Productos en LB.

El manejo del óxido de etileno exige un especial cuidado por lo que será manejado en carros tanque (con válvula limitadora de flujo en pierna del tanque), ya que requiere etiqueta roja en los E.U. debido a que su concentración máxima permisible es e 50 ppm por ser un producto cancerígeno y tener un nivel de explosividad en el aire de 3.8 a 100%. La presurización del tanque de almacenamiento de óxido de etileno se hará mediante nitrógeno contenido en un tanque de almacenamiento dedicado especialmente para tal fin. Las líneas de descarga y alimentación deberán ser aisladas y con trazas de enfriamiento. La alimentación al reactor deberá contener doble válvula check. Los tramos de tubería en donde se pueden presentar estancamientos deberán contener válvulas de alivio, asimismo se deberán efectuar operaciones de barrido de tuberías en paros de planta por mantenimiento. La instalación del tanque de almacenamiento de óxido de etileno deberá hacerse en un área aislada, alejada del proceso, con conexiones a tierra.

El amoniaco se manejará grado comercial con una pureza de 99.5% peso y posteriormente por dilución con agua se obtendrá la solución al 30% peso para el proceso.

El producto principal DEA y los productos secundarios MEA y TEA serán puestos en límite de batería como líquido con la infraestructura necesaria para la carga de tanques y cilindros.

g) Disposición de Residuos.

Dadas las características del proceso no hay residuos hacia el exterior de la planta ya que estos son recirculados en el mismo.

h) Instalaciones Requeridas de Almacenamiento.

La DEA y TEA pueden ser almacenadas por tiempos cortos en taqnues de acero al carbón, sin embargo, para tiempos mayores es necesario usar tanques de acero inoxidable o de aluminio para evitar contaminación y decoloración del producto. Los tanques de almacenamiento contarán con un sistema de presurización con nitrógeno para evitar pérdidas de producto por evaporación.

Los tanques de almacenamiento de óxido de etileno deberán ser diseñados con descarga superior mediante tubo buzo, el llenado de estos recipientes no deberán exceder el 85%. Este tanque requerirá estar presurizado a 7 kg/cm^2 con un gas inerte o nitrógeno y enfriado a una temperatura de -10°C , además de contar con dos válvulas de seguridad operando una u otra con válvula de cambio.

La instrumentación del tanque de almacenamiento de óxido de etileno deberá ser redundante con principio diferente de operación y con alarmas.

i) Servicios Auxiliares.

Los requerimientos de servicios auxiliares serán los siguientes:

Agua, vapor, aire, gas natural, nitrógeno, energía eléctrica, etc., ver detalle en cápsula 5.2.

j) Sistemas de Seguridad.

Se requerirá de una red de protección contra incendio en el área de proceso. Criterios de diseño conforme a la NFPA.

Además se requerirán hidrantes y monitores, así como extinguidores, regaderas de emergencia y lavaojos.

k) Localización de la Planta.

Después de aplicar el método matricial de ponderación la planta se ubicará en Coatzacoalcos Veracruz.

l) Condiciones Climatológicas. Coatzacoalcos, Ver.

Elevación S.N.M. 25 m.
 Presión barométrica 760 mm Hg.
 Atmósfera corrosiva brisa de mar

CÁPSULA 5.2 (Servicios auxiliares)

Agua para proceso (preparación de solución de amoniaco al 30% peso)

Flujo = 25 Kg/hr

PH= 7.0

pureza 99%

Agua de enfriamiento

	<i>entrada</i>	<i>retorno</i>
<i>Presión en L.B.</i>	<i>4.2 kg/cm² man</i>	<i>2.0 kg/cm² man</i>

<i>Temp. en L.B.</i>	<i>27.8°C</i>	<i>42°C</i>
----------------------	---------------	-------------

PH (6.8 a 7.0)

Flujo = 237 m³/Hr

Agua para generación de vapor

<i>sólidos</i>	<i>alcalinidad</i>	<i>sólidos</i>	<i>silice</i>
<i>totales</i>	<i>total</i>	<i>suspendidos</i>	
<i>(ppm)</i>	<i>(ppm)</i>	<i>(ppm)</i>	<i>(ppm)</i>

<i>3500</i>	<i>700</i>	<i>300</i>	<i>125</i>
-------------	------------	------------	------------

Agua para el sistema contra incendio

Presión 12.3 kg/cm² man

Temperatura ambiente

Vapor de calentamiento

Se utilizará vapor de calentamiento de alta presión con las siguientes características

	<i>min</i>	<i>norm</i>	<i>máx</i>
<i>flujo Kg/hr</i>		<i>4000</i>	
<i>presión Kg/cm² man.</i>	<i>20</i>	<i>22</i>	<i>24</i>
<i>Temperatura °C</i>	<i>180</i>	<i>185</i>	<i>190</i>

Gas natural suficiente para la generación de vapor de acuerdo al balance de energía.

Aire de instrumentos

El aire de instrumentos deberá ser suministrado por un sistema especial de aire para instrumentos, a falla de aire se tendrá paro de la planta.

Presión 7.0 kg/cm² man

Punto de rocío -40°C

Impurezas libre de aceite

manómetros sello químico

Gas inerte Nitrógeno

suministrado con una pureza de 99.99%

Presión 7.0 kg/cm² man

Temperatura ambiente

Energía eléctrica.

Se requerirá suministro de energía eléctrica de emergencia a falla de energía eléctrica de CFE en los equipos críticos del proceso.

Los voltajes manejados serán 440 V a tres fases para motores, 220 V una fase a válvulas motorizadas, 115 una fase para instrumentación y control. Todas con una frecuencia de 60 Hz.

Distribución de fuerza con CCM's en cuarto de control, cable tipo THW calibre mínimo de 12 AWG. Se requerirá suministro eléctrico de 24 V. cd para suministro a instrumentos.

Alumbrado.

Se utilizarán lámparas de vapor de mercurio para áreas abiertas y de proceso, en tanto que se utilizarán lámparas fluorescentes para alumbrado interior de oficinas. Deberá contarse con alumbrado de emergencia.

Sistema de intercomunicación requerido de tipo voceo.

Temperatura (°C)

máx.extrema	40.0
máx.prom.	38.0
mín.extrema	12.0
mín.prom.	14.0
Prom.mes	
más caliente	30.7
temp.b.húmedo	27.8

Precipitación pluvial

máx.horaria	121.5 mm
máx diaria	400.0 mm
media anual	324.1 mm

Viento

Dirección vientos dominantes	N-S
Dirección vientos reinantes	N-S
Vel. media	10 Km/Hr
Vel máx.	200 Km/Hr

m) Bases Civiles.

Sismicidad	De acuerdo a zonificación sísmica de la República Mexicana
Drenajes	Acero al carbón (químico), Pluvial (concreto reforzado), Sanitario (asbesto-cemento)

n) Códigos Aplicables.

Civil	Reglamento de Construcciones para el D.F. Manual de Diseño de Obras Civiles C.F.E.
Tuberías	ANSI
Eléctrico	NEC
Mecánico	-Recipientes y columnas sujetos a presión: ASTM Sec.VIII, Div.1 -Tanques de almacenamiento verticales fondo plano API-650 -Cambiadores de calor ASME Sec.VIII, Div.1 y TEMA tipo C
Simbología	La simbología para la elaboración de los diagramas será de acuerdo a la ISA S5.1, S5.2 y S5.3.

o) Condiciones de Operación

REACCIÓN

Presión 6 kg/cm²

Temperatura 25 °C

p) Previsión para Instalaciones Futuras

Se requerirá de el espació suficiente para la instalación de una nueva línea de proceso con el objeto de incrementar la capacidad de la planta en el futuro.

- **Descripción del Proceso.**

El proceso se lleva a cabo en dos etapas, a saber:

- 1).- Proceso De Reacción.
- 2).- Proceso de Separación y Purificación de los Productos

- 1).- Proceso De Reacción.

El amoniaco anhidro es alimentado del tanque de almacenamiento FA-100 (almacenado a 27.8°C y 7 Kg/cm₂) a un tanque de día FA-100A y posteriormente al mezclador MIX-000 para preparar la solución amoniacal al 30% en peso, así mismo en este equipo se recibe el amoniaco recirculado que no reaccionó. De este recipiente es alimentada la solución amoniacal al reactor R-100 por diferencia de presión.

Por otro lado del tanque de almacenamiento FA-000 (T= - 10°C y P= 7 Kg/cm₂) se alimenta óxido de etileno al tanque de día FA-000A que a su vez suministra (después de elevar la temperatura de la corriente mediante de un cambiador de calor) la cantidad estequimétrica especificada en el balance de materia, al reactor R-100 mediante un tubo buzo para llevar a cabo la reacción a 25°C y 6 Kg/cm₂ con un exceso de 3 moles de NH₃ por 1 de C₂H₄O.

Debido a que el objetivo del presente trabajo es efectuar simulaciones de equipos que representan las diferentes operaciones unitarias del proceso, los tanque de almacenamiento de reactivos y de balance no se muestran en el diagrama de flujo de proceso que se preparó con el simulador ya que en estos equipos no se lleva a cabo ninguna operación unitaria, sin embargo, se han incluido los tanques de productos de los cuales se ha obtenido un sencillo dimensionamiento.

- 2).- Proceso de Separación y Purificación de los Productos

La corriente procedente del reactor es separada mediante la T-101 en dos corrientes, una que va al tanque TK-100 y la otra que es alimentada a un tanque de balance FB-114 y luego al cambiador de calor E-101 para posteriormente llegar al separador de tipo flash V-100 de amoniaco que opera a 80 °F y 25 psia (1.7 Kg/cm₂) en donde se recupera este compuesto.

La corriente del domo del tanque tipo flash rica en amoniaco es dividida mediante una conexión T-100 en dos corrientes una que va hacia el tanque TK-101 de almacenamiento y otra hacia el mezclador MIX-100 para recirculación. Por otro lado la corriente procedente del fondo del separador pobre en amoniaco es almacenada en el tanque de balance FB-115 y posteriormente alimentada mediante la bomba P-100 al cambiador E-100 que incrementa la temperatura de la corriente para ser alimentada a una torre de separación de solución acuosa de amoniaco T-100. Esta torre, opera a 22 psia de presión y el fondo es mantenido a una temperatura de 398°F con el objeto de eliminar por destilación el agua contenida en la mezcla de productos. Por el domo se extrae el 99% del agua y amoniaco que será recirculado mediante el mezclador MIX-100, en tanto que del fondo sale una corriente rica en MEA, DEA y TEA que es enviada hacia el tanque de balance FB-116.

El tanque FB-116 alimenta a la torre T-101 de destilación de MEA. Este equipo opera a 20 psia de presión y el fondo es mantenido a 534 °F con el objeto de llevar a cabo el proceso de destilación de MEA. Por el domo se obtiene el 99% de este compuesto en tanto que del fondo sale una mezcla de DEA y TEA con trazas de MEA.

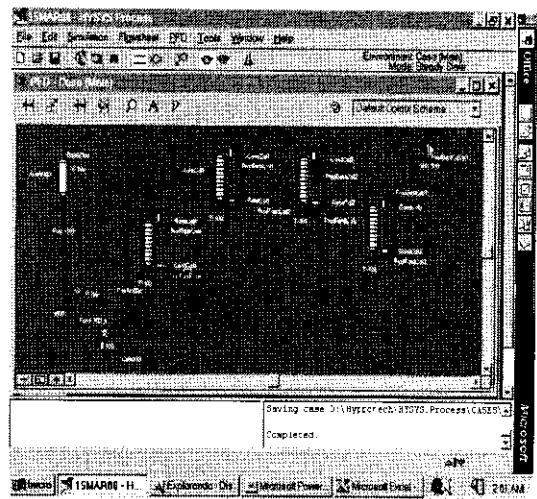
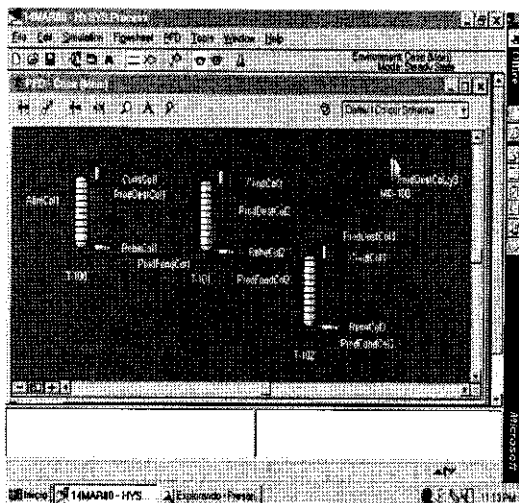
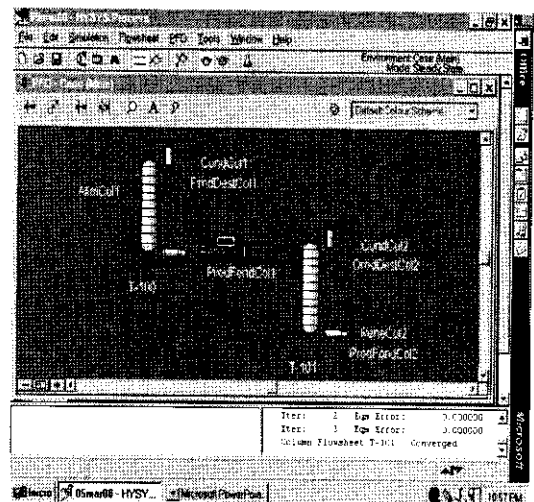
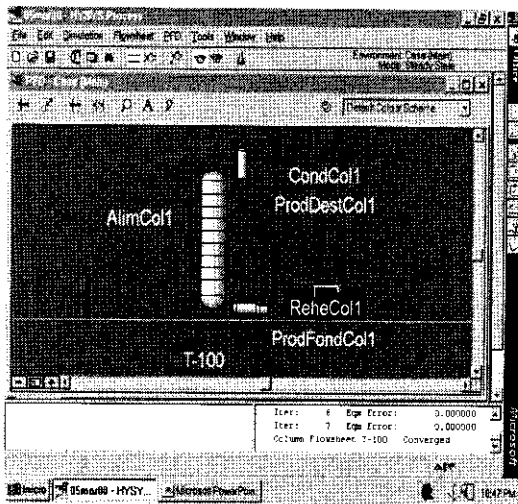
La corriente procedente del fondo de la torre T-101 es enviada al tanque FB-117 para ser alimentada a la torre T-102 de destilación de DEA.

Por el domo de la torre T-102 se obtiene DEA al 99.99% en tanto que del fondo se obtiene TEA con una pureza del 100%. El fondo es mantenido a una temperatura de 672 °F con una presión menor a la atmosférica (10psia) para lograr una adecuada separación.

Las corrientes de los domos de las torres T-101 y T-102 conteniendo los productos MEA y DEA respectivamente y el fondo de la torre T-101 conteniendo TEA son enviadas a sendos tanques de almacenamiento TK-102, TK-103 y TK-104.

• **Diagrama de Flujo De Proceso.**

El diagrama de flujo de proceso es el resultado del análisis de cómo llegar a los productos deseados con la pureza requerida partiendo de las materias primas disponibles. A continuación se presenta una secuencia de cómo se va elaborando el DFP mediante la adición parcial de las operaciones unitarias requeridas para la obtención de los productos, hasta llegar a obtener el diagrama completo que se presenta en los esquemas de salida.



- **Balances de Materia y Energía de Proceso.**

Una estimación gruesa de las cantidades de reactivos requeridos para obtener la cantidad de productos deseada basada en la estequiometría de la reacción y el grado de conversión de la misma, permite conocer las corrientes de alimentación al reactor, a saber:

Considerando una producción de 8,500 tons/año, un factor de servicio de la planta de 360 días al año y una operación de 24 horas al día, se tiene:

Producción horaria 983.796 kg/hr DEA

Considerando que no habrá recirculaciones de etanolaminas, la relación de amoniaco a óxido de etileno para la obtención de proporciones diversas de MEA, DEA y TEA (a temperaturas del orden de 30 a 40°C, y presiones del orden de 10 a 20 psig) viene dada por:

TAB-01 (% PESO)

Proporción	1 : 1	3 : 1	10 : 1
Compuesto			
MEA	12.00%	43.00%	75.00%
DEA	23.00%	39.00%	21.00%
TEA	65.00%	18.00%	4.00%
	100.00%	100.00%	100.00%

Se observa que el proceso se puede adaptar dependiendo de la demanda del mercado para cada una de las etanolaminas. Atendiendo a las demandas actuales se seleccionará la relación 3 : 1, que es la que representa mayor proporción de DEA.

La proporción molar es:

3 : 1	PM	N°moles	%mol
MEA	61	0.007049	58.88%
DEA	105	0.003714	31.03%
TEA	149	0.001208	10.09%
		0.011972	100.00%

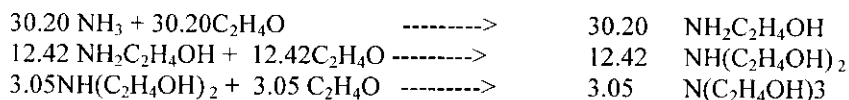
Será necesario alimentar al reactor las cantidades de óxido de etileno y amoniaco que a continuación se calculan de acuerdo a las reacciones especificadas.

Cálculo de la cantidad de mezcla de acuerdo a las proporciones de productos previamente mostradas.

30.200 kg-mol / hr de mezcla MEA, DEA y TEA

	kg-mol / hr
MEA	17.78
DEA	9.37 (dato obtenido del cociente 983.796/105)
TEA	3.05
	30.20

Considerando una conversión del 100% y observando que los coeficientes de los productos y reactivos son unitarios en la estequiometría de las reacciones, es posible multiplicar estos por factores adecuados y obtener la proporción de productos especificada ya que de un mol de óxido de etileno que reacciona con un mol de amoniaco se produce un mol de MEA y a su vez por cada mol de MEA que reacciona con un mol de óxido de etileno se obtiene un mol de DEA y finalmente por un mol de óxido de etileno que reacciona con un mol de DEA se obtiene un mol de TEA, el consumo de óxido de etileno global será el siguiente:



óxido de etileno total consumido 45.66 kg-mol / hr 2009.17 kg / hr

Es necesario alimentar una cantidad de amoniaco de 30.20 kg-mol / hr de NH_3 como se ha indicado en las reacciones mostradas.

No obstante lo anterior es necesario adicionar amoniaco en exceso 3 a 1 para obtener los resultados indicados por lo que el amoniaco a ser alimentado deberá ser:

90.60 kg-mol /hr de NH_3 equivalentes a 1540.139 kg/hr NH_3

La mezcla de productos obtenidos expresada en kilogramos de compuesto por hora es:

	kg-mol / hr	kg / hr	lbs/ hr
MEA	10.67	1084.70	2389.20
DEA	5.62	983.80	2166.95
TEA	1.83	454.06	1000.13
	18.13	2522.55	5556.28

Cálculo de la cantidad de solución de amoniaco al 30% en peso a ser alimentada

	Kg/ /hr	lbs /hr
Amoniaco que entra al reactor	1540.14	3392.38
Amoniaco consumido	513.38	1130.79
Amoniaco no reaccionado	1023.76	2261.59
Amoniaco fresco	513.38	1130.79

Cálculo de la cantidad de agua contenida en la solución.

1711.27 kg /hr de solución fresca	1197.89 kg /hr H ₂ O
3422.53 kg /hr para amoniaco no reaccionado	2395.77 kg /hr H ₂ O

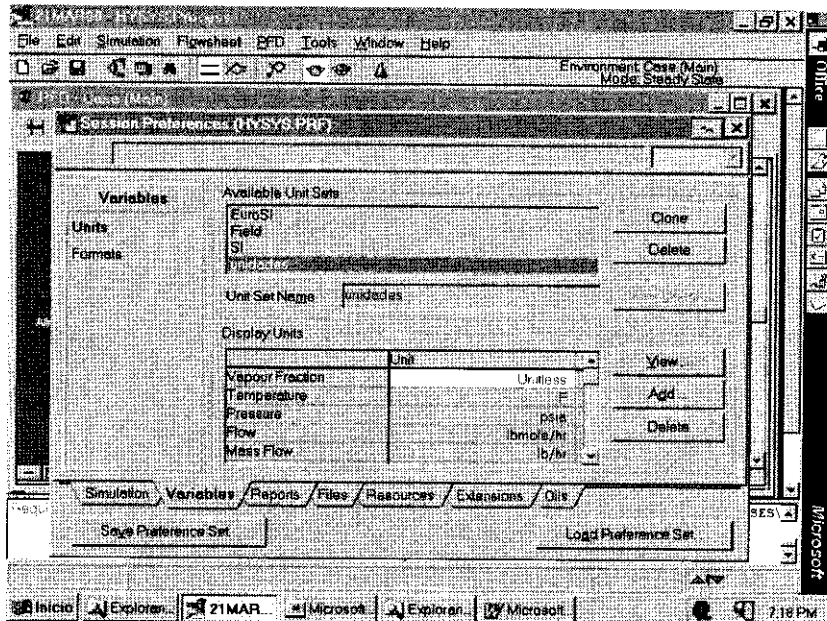
- **Lista d Equipo.**

Reactor R-100
 Separador tipo flash V-100
 Torre de destilación de agua T-100
 Torre de destilación de MEA T-101
 Torre de destilación de DEA T-102
 Cambiador de calor E-100
 Cambiador de calor E-101
 Bomba P-100
 Mezclador Mix-100

2.- INTRODUCCIÓN DE INFORMACIÓN (ESQUEMAS DE ENTRADA).

- Establecimiento del Sistema de Unidades a Utilizar.

Con la opción del menú Tools/Preferences/Variables//Units se puede definir un conjunto o set de unidades a utilizar. En el presente caso se utiliza el sistema inglés denominado de campo (field).



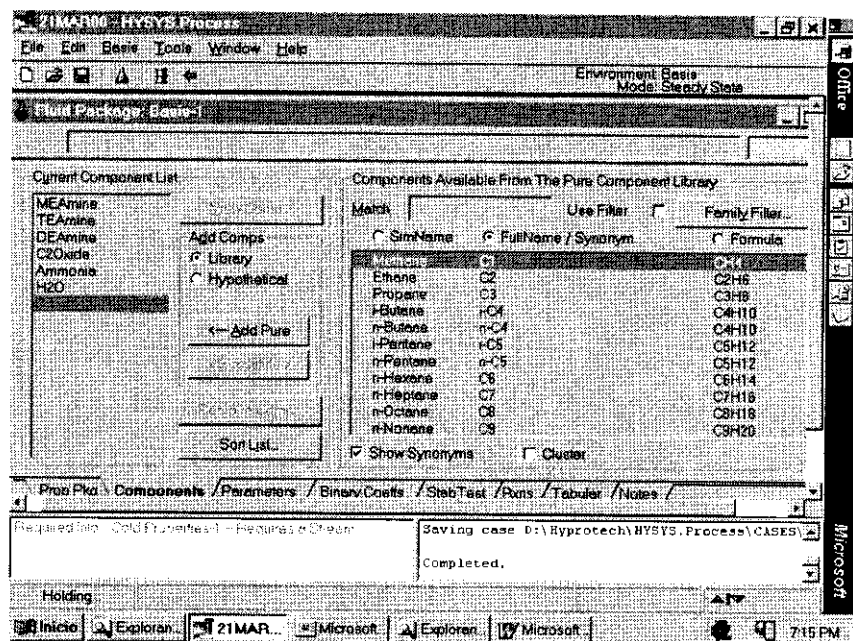
- Establecimiento del Entorno de Simulación (paquete de fluido).

Con los comandos del menú que a continuación se especifican es posible dar de alta el paquete de fluido que servirá como base para elegir los modelos a utilizar, las sustancias involucradas y sus reacciones así como las propiedades y características de las mismas. En este caso se seleccionará el modelo UNIQUAC¹ para representar el comportamiento en el equilibrio y en los procesos de reacción del agua, amoníaco, óxido de etileno, MEA, DEA y TEA

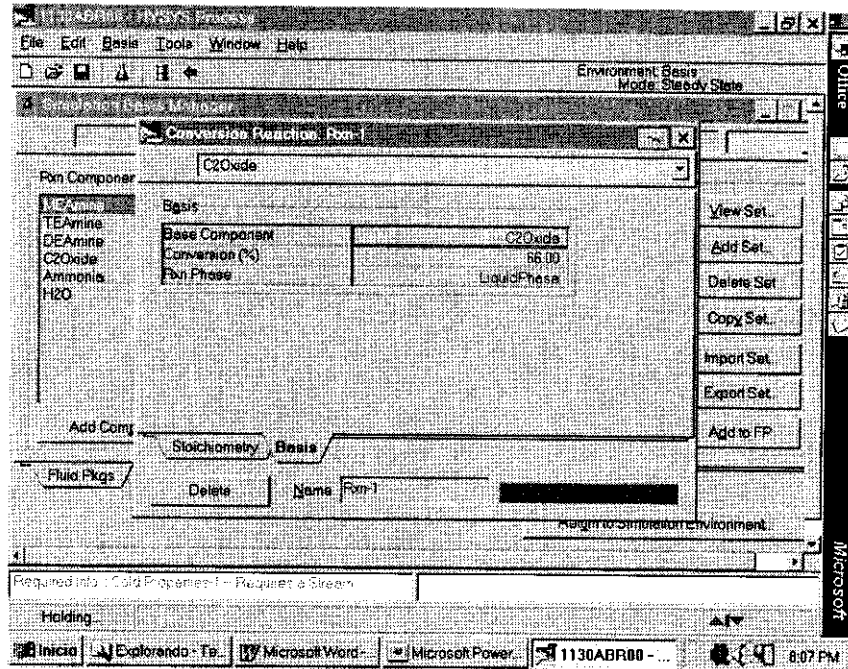
¹ Ver anexo I sobre modelos de equilibrio

Simulation/Enter Basis Environment/Fluid Pkgs/ Add.

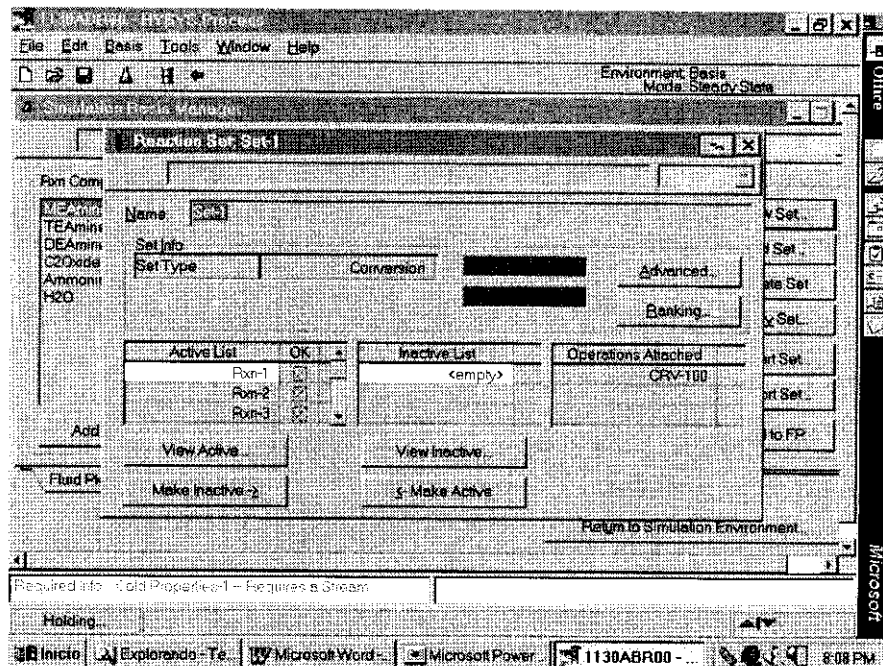
Una vez ejecutados estos comandos y seleccionados los compuestos del sistema queda preparado el CASO para iniciar la instalación de las operaciones unitarias y las corrientes de materia y energía.



A continuación se incluyen pantallas del paquete de fluido relativas a las reacciones llevadas a cabo en el proceso en donde se definen especificaciones que posteriormente serán utilizadas en la instalación del reactor.



En esta pantalla se define el componente base, el grado de conversión de la reacción y la fase en la que se lleva a cabo ésta.



La pantalla anterior muestra el grupo o set de reacciones que se genera para contener tantas reacciones como se requieran.

Flow Basis		Units		Reflux Ratio				
<input type="radio"/> Molar	<input checked="" type="radio"/> Mass	<input type="radio"/> Volume		10.00				
		Profile		In and Out Flows				
	Temp. (F)	Press. (psia)	Liquid (lbmole/hr)	Vapor (lbmole/hr)	VF	Stream Type	Flow (lbmole/hr)	Duty Temp (Btu/hr)
Condenser	499.0	10.00	204.900			CondCol2 G		5.955e+06 Btu/hr
1...Main TS	499.0	10.00	204.281	225.380		ProdDistCo D	20.49	499.0 F
2...Main TS	501.9	10.33	201.624	224.771				
3...Main TS	514.7	10.67	199.859	222.114				
4...Main TS	527.3	11.00	146.724	201.150				
5...Main TS	634.9	11.33	167.060	189.214		ProdPondCo F	27.16	533.7 F
6...Main TS	660.3	11.67	168.479	160.393				
7...Main TS	665.9	12.00	168.931	161.813				
8...Main TS	668.3	12.33	169.115	162.264				
9...Main TS	670.1	12.67	169.258	162.449				
10...Main TS	671.6	13.00	169.743	162.591				
Reboiler	671.8	13.00		169.876		ReboCo2 D		6.978e+06 Btu/hr
						ProdPondCo D	6.887	671.8 F

- Establecimiento de los Objetos del Diagrama de Flujo.

Corrientes de Materia y Energía

Las corrientes de materia y energía serán introducidas conforme se vayan introduciendo los equipos (operaciones unitarias), es decir, en el momento de definir los equipos se crean las diferentes corrientes de materia y energía y al concluir la introducción de cada equipo es posible ir a cada corriente y definirla hasta que al final queden todas completamente definidas y solamente entonces poder resolver los equipos. A continuación se presenta un resumen de las corrientes de materia y energía.

, ITEPSA,
 D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC
 , Calgary, Alberta,
 , CANADA,
 ,
 ,
 14 16:16:56 2000

Case Name:
 Unit Set: Field
 Date/Time: Sun May

 Case (Main) (Workbook): Material Streams

Workbook: Case (Main)
 Material Streams

Name	ProdDestCol1 (MEA)	ProdFondCol1	ProdDestCol2 (DEA)	ProdFondCol2 (TEA)	DomV100
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	317.7	534.1	499.6	671.8	80.01
Pressure (psia)	10.00	13.00	10.00	13.00	25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	38.80	27.09	20.53	6.560	55.21
Mass Flow (lb/hr)	2381	3147	2169	978.6	941.2
Liquid Volume Flow (barrel/day)	160.2	195.2	135.6	59.62	103.9
Heat Flow (Btu/hr)	-4.027e+06	-5.669e+06	-3.955e+06	-1.692e+06	-1.158e+06
Name	FondV100	ProdDestCol4 (H2O)	ProdFondCol4	FondV100_b	PondV100c
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	80.01	40.73	395.0	80.02	529.9
Pressure (psia)	25.00	18.00	20.00	27.00	22.00
Molar Flow (lbmole/hr)	579.9	514.0	65.89	579.9	579.9
Mass Flow (lb/hr)	1.473e+04	9199	5529	1.473e+04	1.473e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1043	687.5	355.4	1043	1043
Heat Flow (Btu/hr)	-6.656e+07	-5.610e+07	-9.753e+06	-6.656e+07	-5.256e+07
Name	RBCIRCAMONIA	NH3ARECIRC	NH3ALMAC	AlimR100	vapR100
Vapour Fraction	0.0216	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	40.93	80.01	80.01	77.00	30.01
Pressure (psia)	18.00	25.00	25.00	142.2	132.2
Molar Flow (lbmole/hr)	525.0	11.04	44.17	1173	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	9387	188.2	753.0	2.499e+04	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	708.3	20.79	83.14	2007	0.0000
Heat Flow (Btu/hr)	-5.634e+07	-2.316e+05	-9.265e+05	-9.988e+07	0.0000
Name	ProdR100	AlimV100a	AlamacProdR100	AlimV100b	AlimV100c
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0869
Temperature (F)	30.01	30.01	30.01	115.5	80.01
Pressure (psia)	132.2	132.2	132.2	127.2	25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	1013	635.1	377.8	635.1	635.1
Mass Flow (lb/hr)	2.499e+04	1.567e+04	9321	1.567e+04	1.567e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1829	1147	682.2	1147	1147
Heat Flow (Btu/hr)	-1.099e+08	-6.889e+07	-4.098e+07	-6.772e+07	-6.772e+07
Name	DomTK100	FondTK100	FondTK101	VapTK101	VapTK102
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature (F)	30.01	30.01	80.01	80.01	317.7
Pressure (psia)	132.2	132.2	25.00	25.00	10.00
Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	377.8	0.0000	44.17	0.0002464
Mass Flow (lb/hr)	0.0000	9321	0.0000	753.0	0.01505
Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	682.2	0.0000	83.14	0.001014
Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	-4.098e+07	0.0000	-9.265e+05	-20.00
Name	FondTK102	VapTK103	FondTK103	VapTK104	PondTK104
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature (F)	317.7	499.6	499.6	671.8	671.8
Pressure (psia)	10.00	10.00	10.00	13.00	13.00
Molar Flow (lbmole/hr)	38.80	0.0000	20.53	0.0000	6.560
Mass Flow (lb/hr)	2381	0.0000	2169	0.0000	978.6
Liquid Volume Flow (barrel/day)	160.2	0.0000	135.6	0.0000	59.62
Heat Flow (Btu/hr)	-4.027e+06	0.0000	-3.955e+06	0.0000	-1.692e+06

```

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
,
, Date/Time: Sun May
14 16:17:58 2000
  
```

 Case (Main) (Workbook): Energy Streams

Workbook: Case (Main)
 Energy Streams

Name	, ReheCol1	, ConsCol1	, CondCol2	, ReheCol2	, ReheCol4
Heat Flow (Btu/hr)	, 2.674e+06	, 2.616e+06	, 1.926e+06	, 1.947e+06	, 4.569e+07
Name	, CondCol4	, h100	, Cale100	, EnfR100	,
VapCalAlimV100					
Heat Flow (Btu/hr)	, 5.899e+07	, 123.4	, 1.400e+07	, 1.000e+07	, 1.176e+06

 Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

Operaciones Unitarias (equipos)

Los equipos se van introduciendo mediante la paleta de objetos y se pueden ir resolviendo uno por uno de tal suerte que al final se pueden vincular entre si paulatinamente hasta integrar el diagrama de flujo completo. A continuación se se ha incluido una serie de pantallas que muestran la información de mayor importancia al ir instalando los equipos que representan las operaciones unitarias diversas tales como:

- Reactor R-100
- Separador tipo flash V-100
- Torre de destilación de agua T-100
- Torre de destilación de MEA T-101
- Torre de destilación de DEA T-102
- Cambiador de calor E-100
- Bomba P-100
- Mezclador M-100, etc.

, ITEPSA,
 D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC
 , Calgary, Alberta,
 , CANADA,
 ,
 ,
 14 16:14:40 2000

Case Name:

Unit Set: Field

Date/Time: Sun May

Case (Main) (Workbook): Unit Ops

Workbook: Case (Main)

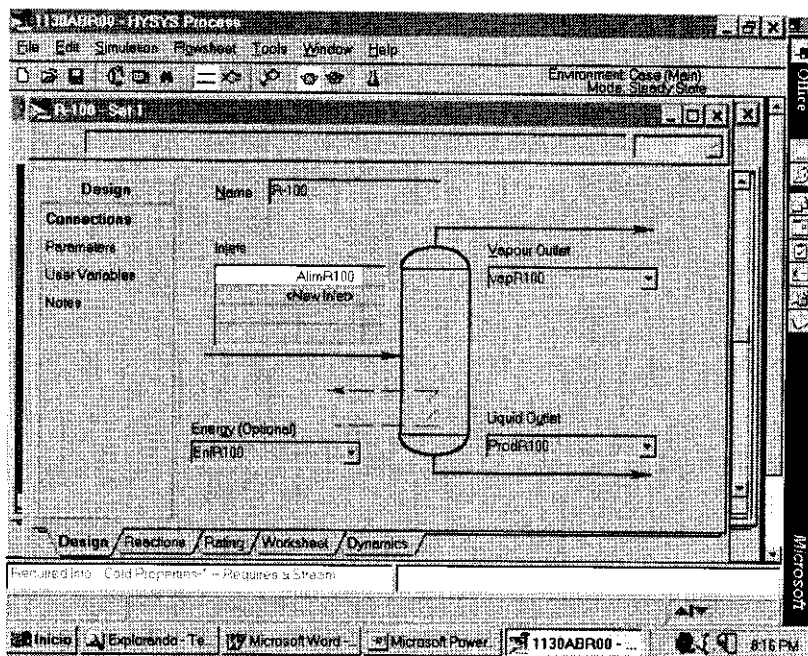
Unit Ops

Operation Name ,	Operation Type ,	Feeds ,	Products ,	Ignored ,	Calc. Level
T-101,	Distillation,	ProdFondCol4, ReheCol1,	ProdFondCol1, ProdDestCol1 (MEA), ConsCol1,	No,	2500
T-102,	Distillation,	ProdFondCol1, ReheCol2,	ProdFondCol2 (TEA), ProdDestCol2 (DEA), CondCol2,	No,	2500
T100,	Distillation,	FondV100c, ReheCol4,	ProdFondCol4, ProdDestCol4 (H2O), CondCol4,	No,	2500
MIX-100,	Mixer,	ProdDestCol4 (H2O), NH3ARECIRC,	RECIRCAMONIA,	No,	500.0
V-100,	Separator,	AlimV100c,	FondV100, DomV100,	No,	500.0
P-100,	Pump,	FondV100, b100,	FondV100_b,	No,	500.0
E-100,	Heater,	FondV100_b, Cale100,	FondV100c,	No,	500.0
E-101,	Heater,	AlimV100a, VapCalAlimV100,	AlimV100b,	No,	500.0
TEE-100,	Tee,	DomV100,	NH3ALMAC, NH3ARECIRC,	No,	500.0
TEE-101,	Tee,	ProdR100,	AlimV100a, AlamacProdR100,	No,	500.0
R-100,	Conversion Reactor,	AlimR100, EnfR100,	ProdR100, vapR100, EnfR100,	No,	500.0
VLV-100,	Valve,	AlimV100b,	AlimV100c,	No,	500.0
TK100,	Tank,	AlamacProdR100,	FondTK100, DomTK100,	No,	500.0
TK-101,	Tank,	NH3ALMAC,	FondTK101, VapTK101,	No,	500.0
TK-102,	Tank,	ProdDestCol1 (MEA),	FondTK102, VapTK102,	No,	500.0
TK-103,	Tank,	ProdDestCol2 (DEA),	FondTK103, VapTK103,	No,	500.0
TK-104,	Tank,	ProdFondCol2 (TEA),	FondTK104, VapTK104,	No,	500.0

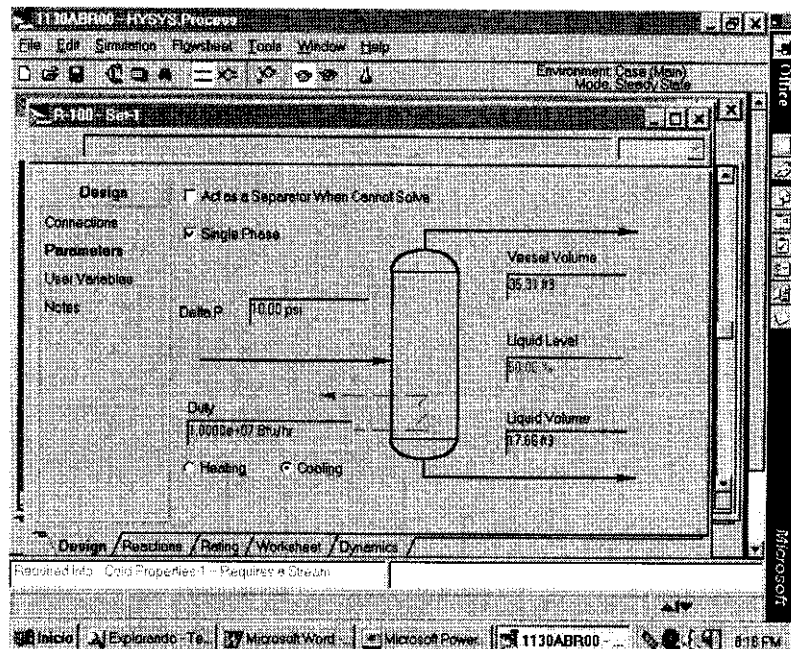
Hyprotech Ltd. ,

HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

REACTOR R-100



En esta primera etapa se definen las corrientes de alimentación (AlimR-100) al reactor, y de salida por el domo (vapR-100) y fondo (ProdR-100).

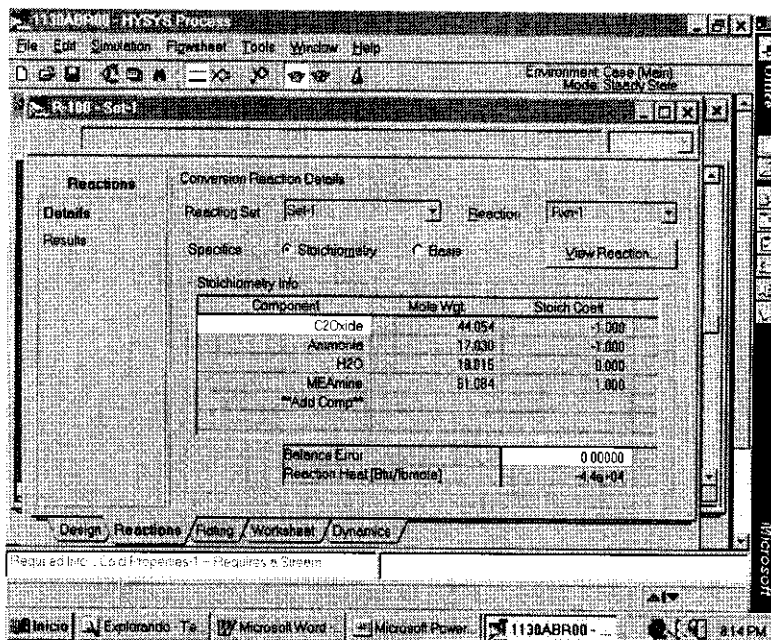


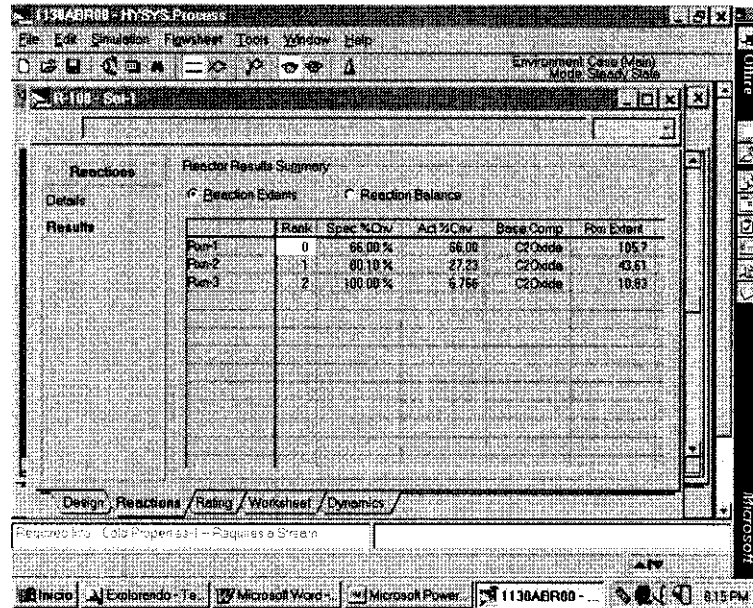
Con el objeto de dimensionar el equipo es posible definir algunos parámetros del reactor como volumen, caída de presión, volumen del líquido, así como los requerimientos de calentamiento o enfriamiento para llevar a cabo la reacción.

Reacciones.

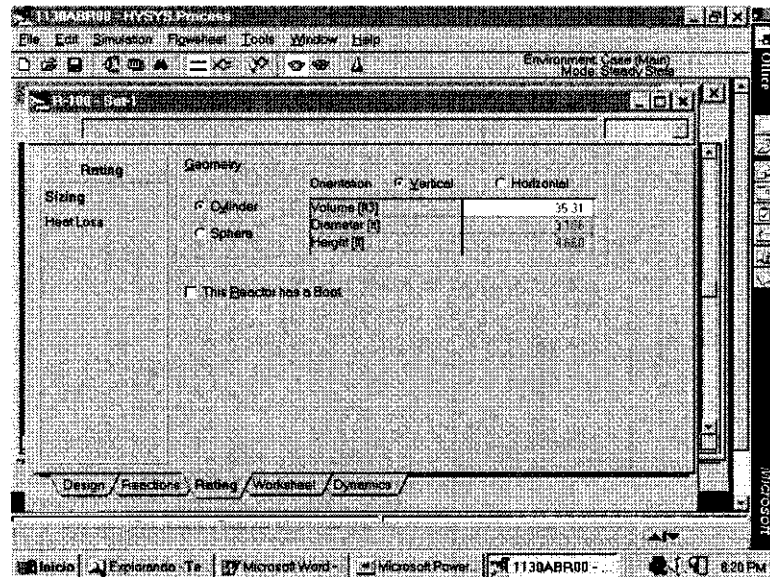
Aquí se define la estequiometría de la reacción en donde los coeficientes negativos indican que se trata de reactivos en tanto que los coeficientes positivos indican que se trata de productos. Se observa que el paquete muestra los pesos moleculares por omisión.

Además en esta pantalla se define el grupo o set de reacciones que se desea utilizar para el reactor, grupo previamente definido en el paquete de fluido.





En esta pantalla se observa la prioridad asignada a cada reacción (rank), el grado de conversión y el componente base de las mismas.



Aquí se observa el dimensionamiento del reactor (diámetro y altura) calculado en base a los parámetros previamente definidos.

Worksheet	Name	AllmR100	ProdR100	vepR100
Conditions	Vapour Fraction	0.00000	0.00000	1.00000
Conditions	Temperature [F]	77.000	90.015	30.016
Properties	Pressure [psia]	142.23	132.23	132.23
Composition	Acetal Vol. Flow [bblm/day]	1978.1	1815.3	0.00000
PF Specs	Mass Entalpy [Btu/lb-F]	2036.7	-4396.3	-1193.3
	Molar Entalpy [Btu/lb-F]	0.60572	-3.4242	2.6308
	Molecular Weight	27.304	24.671	17.036
	Molar Density [lbmole/ft ³]	2.5349	2.3952	0.026183
	Mass Density [lb/ft ³]	54.003	58.846	0.42865
	Sat. Liquid Mass Density [lb/ft ³]	54.563	57.663	tempary
	Molar Heat Capacity [Btu/lb-F]	13.180	27.409	6.3099
	Mass Heat Capacity [Btu/lb-F]	0.90031	0.96779	0.49252
	Thermal Conductivity [Btu/h-ft-F]	0.28387	0.23525	0.014302
	Viscosity [cP]	0.43050	1.0378	0.0677325
	Surface Tension [dynes/cm]	53.059	56.596	tempary
	Specific Heat [Btu/lbmole-F]	13.180	27.409	6.3099
	P Factor	0.000426	0.000554	1.0000

Al igual que la mayoría de los equipos es posible desplegar las propiedades de las corrientes involucradas en el reactor.

Worksheet	Name	AllmR100	ProdR100	vepR100
Conditions	TEAmine	0.0000	0.0013	0.0000
Properties	TEAmine	0.0000	0.0007	0.0000
Composition	CO2Dode	0.1165	0.0000	0.0000
	Ammonia	0.2639	0.2087	0.5964
PF Specs	H2O	0.5937	0.6978	0.0046

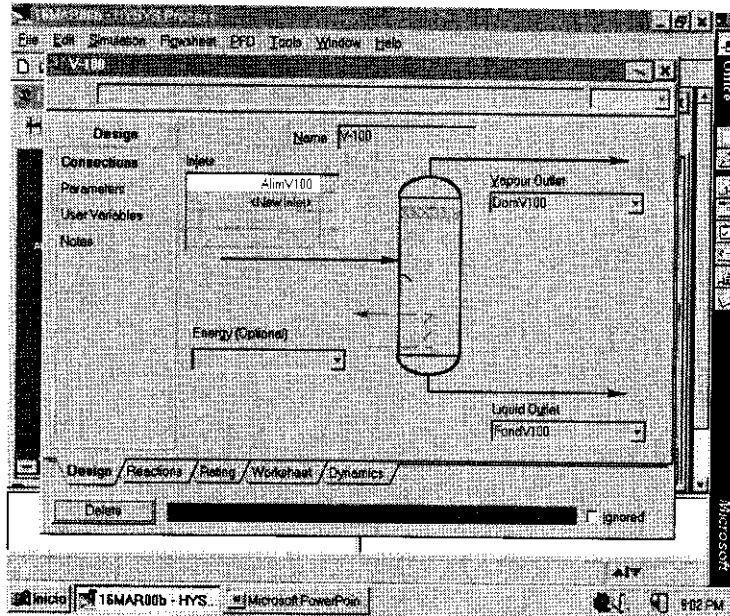
Las composiciones de las corrientes del reactor se presentan en esta pantalla.

The screenshot shows a software window titled '1130ABR00 - PHYSYS Process'. The main content is a 'Worksheet' table with the following data:

Worksheet	Name	AlmR100	ProcR100	VegR100
Conditions	Pressure Spec Active	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
	Pressure (psia)	142.2	132.2	132.2
Properties	Flow Spec Active	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Composition	Flow Spec Type	Mass Flow	Molar Flow	Molar Flow
	Molar Flow (kmole/hr)	1173	1813	0.000
PF Specs	Mass Flow (lb/hr)	2.498e+04	2.498e+04	0.000
	Liquid Flow (barrel/day)	2007	1829	0.000

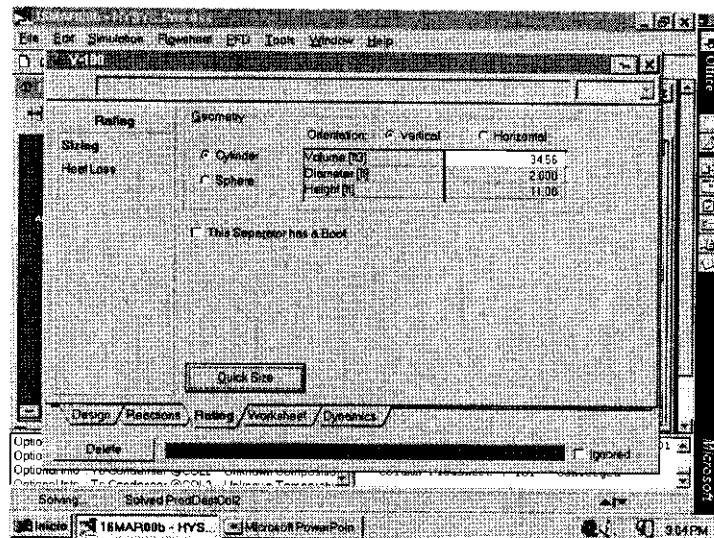
Se observan las especificaciones definidas por el usuario para la simulación del reactor .

SEPARADOR TIPO FLASH V-100



Esta pantalla muestra las corrientes de entrada y salida del separador así como los requisitos de calor cuando así se requieren. Se observa que una vez que la corriente de entrada ha sido definida en cuanto a composición, flujo, presión y temperatura el simulador determina las características de las corrientes del domo y el fondo ya que al conocer los compuestos involucrados y los modelos aplicables se lleva a cabo la separación espontánea o flash.

El dimensionamiento del equipo es obtenido de manera automática al indicar la geometría del recipiente con las reglas generales de diseño. Se observa la franja de color verde con la leyenda "OK" que indica que el equipo ha sido resuelto con éxito.

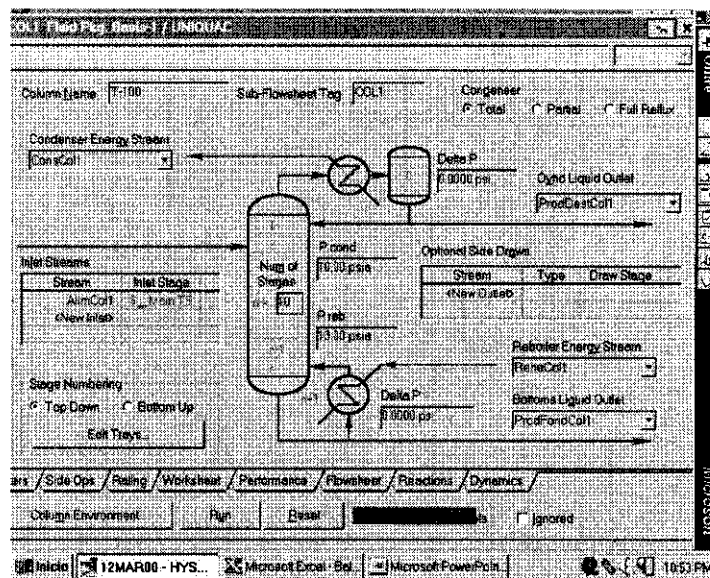


TORRE DE DESDESTILACIÓN T-100

Utilizando el Experto de Entrada.

Para utilizar esta opción es necesario que se encuentre habilitada en la vista de Sesión de Preferencias el Experto de Entrada.

La instalación de la primera columna de destilación se lleva a cabo oprimiendo <F4> con lo que se habilita la paleta de equipos. Se posiciona el cursor en el ícono de columnas de destilación y se presiona dos veces el botón izquierdo del ratón, enseguida se abre automáticamente la primera página de un total de cuatro que contiene el experto de entrada de la columna de destilación.



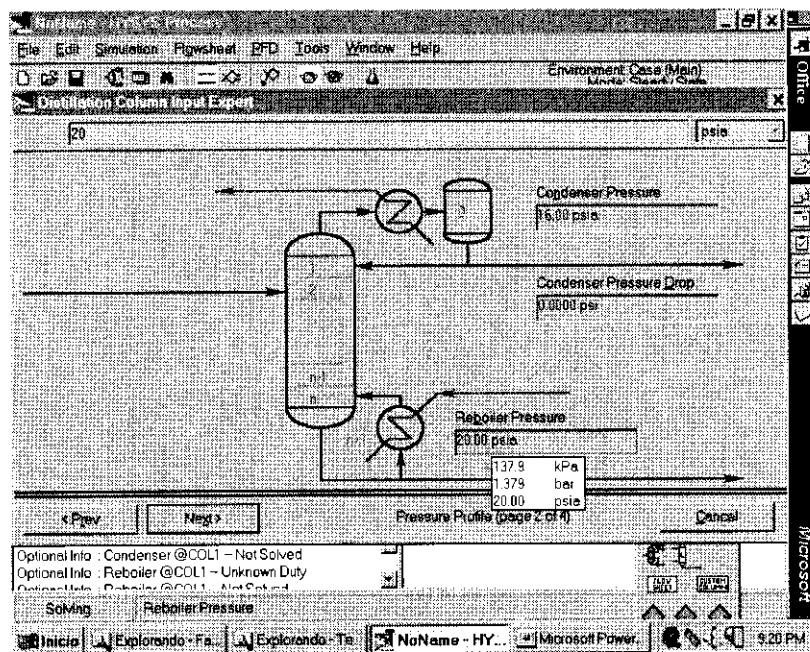
Conexiones.

En esta primera vista debe ser especificado el número de platos, las corrientes de alimentación, de destilado y fondos, así como las corrientes de energía para el condensador en el domo y para el rehervidor en el fondo. El número de identificación que por omisión se presenta para equipo puede ser cambiado por el usuario en esta pantalla. El detalle se muestra a continuación:

- Introduzca el número de etapas (platos). Generalmente es conveniente introducir este número primero ya que de esta manera la etapa de alimentación puede ser especificada adecuadamente. Si se introduce la corriente de alimentación inicialmente, ésta puede cambiar si se cambian el número de etapas más tarde.
- Introduzca las corrientes de alimentación. En este caso se pueden introducir directamente los nombres de las corrientes o seleccionar de la lista si es que fueron previamente definidas.
- Seleccione el botón de la opción **Total** en el grupo **Condensador**, esto elimina la celda de entrada del producto en estado vapor. El producto destilado es llamado **ProdDestColl**.
- El producto líquido del fondo es llamado **ProdFondColl**. Esta corriente será alimentada a la segunda columna.
- Introduzca las corrientes de energía para el rehervidor como **ReheColl** y el condensador como **CondColl**.
- En el momento en que se encuentra especificado todo lo anterior (aunque algunas de las corrientes no estén definidas ya que son precisamente lo que se quiere determinar) se habilita el botón <Next> que es el siguiente paso.

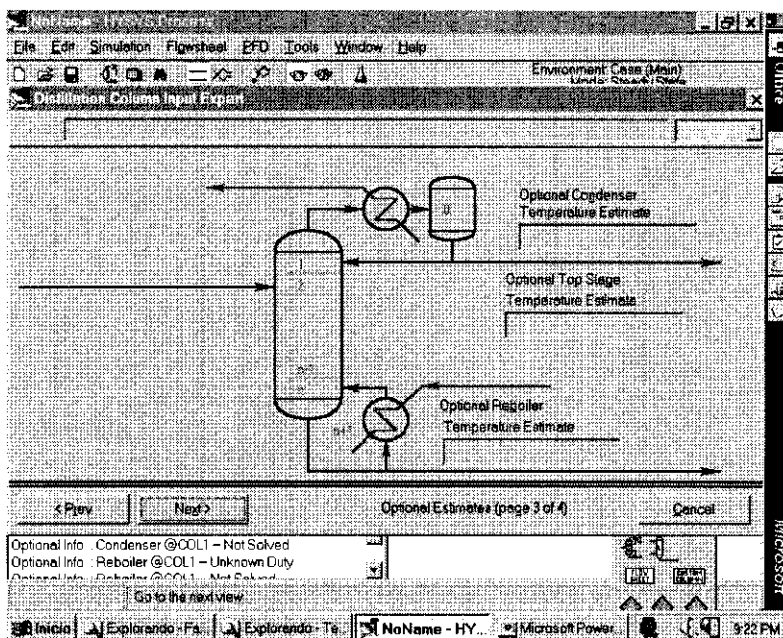
Presiones.

En la página de presiones, se definen las presiones del condensador y del rehervidor como 16 y 20 psia respectivamente. Una vez definido esto se puede pasar a la página siguiente con <Next>.



Estimado de Temperaturas

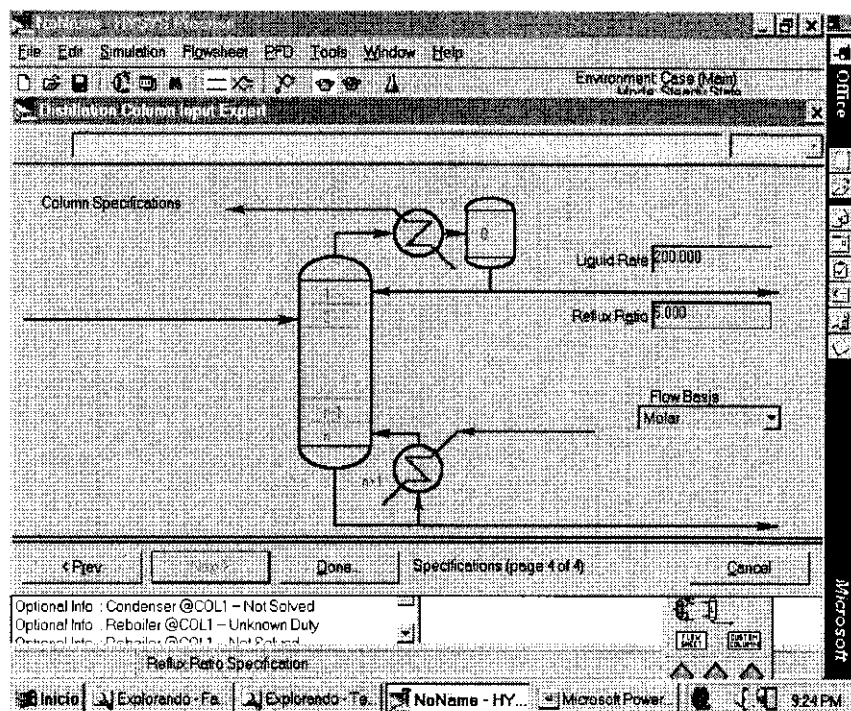
Esta página contiene los estimados de temperaturas. Estas temperaturas son utilizadas como estimaciones en el algoritmo. No es necesario introducir esta información.



Especificaciones.

Esta es la última página del experto de entrada y permite introducir el flujo de líquido destilado y la relación de reflujo.

Al salir del experto de entrada se presenta la página del **Monitor** de la vista de propiedades de la columna.

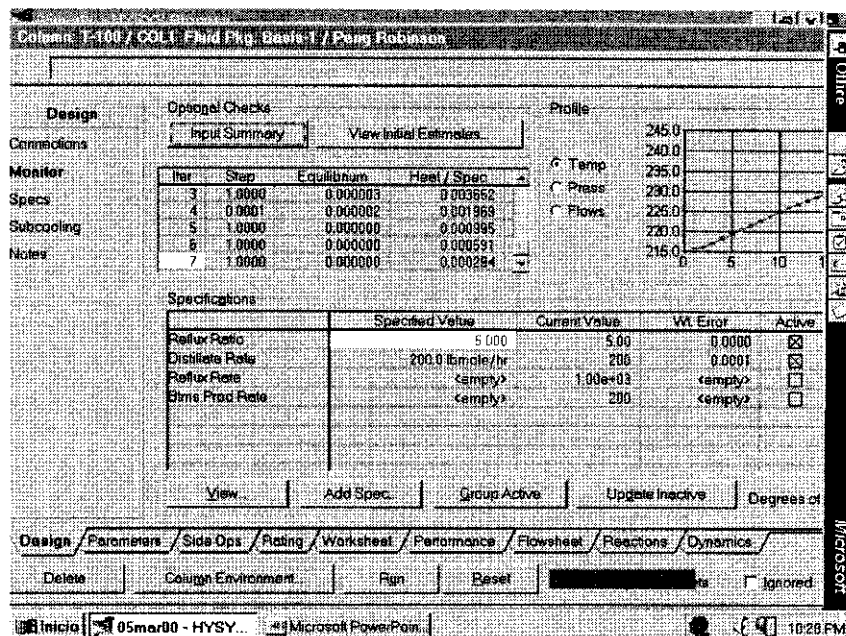


Grados de Libertad.

El grupo **Especificaciones** muestra las especificaciones y los grados de libertad. Nótese que la relación de reflujo y el flujo de destilado que fueron definidos como especificaciones previamente se muestran aquí.

Las cajas de **Activo** y **Estimado** están marcadas para ambas especificaciones indicando que son usadas en la solución de la columna. Dos especificaciones adicionales también son mostradas el reflujo y flujo de productos de fondo, éstas no tienen efecto en la solución del sistema ya que ninguna de las cajas **Activo** y **Estimado** están marcadas. Si se decide más tarde usar estas especificaciones como activas o estimadas simplemente se marcan las cajas y se introduce el valor de la especificación.

Cuando se activa una especificación los grados de libertad son reducidos en una unidad. Así por ejemplo si se activa la caja para el reflujo se tendrá -1 grados de libertad indicando que es necesario deshabilitar otra especificación para poder correr el proceso ya que de lo contrario no se corre por estar sobreespecificado el problema.



Para abrir la vista de la especificación de la relación de reflujo se puede hacer de las siguientes maneras:

- Doble click del botón izquierdo del ratón en el nombre de la especificación en cualquier elemento del mismo renglón, es decir, **Specified Value**, **Current Value** o **Wt.Error**.
- Indique con el cursor una de las celdas asociadas a la relación de reflujo y oprima el botón **View**.
- Muévase a la página de especificaciones, señale **Reflux Ratio** en el grupo de especificaciones de la columna y oprima el botón **View**.

Nótese que se puede especificar la relación de reflujo en la vista de la especificación, en la página de Monitor o en la página de Especificaciones. Mayor detalle sobre estos aspectos están documentados en el manual del simulador.

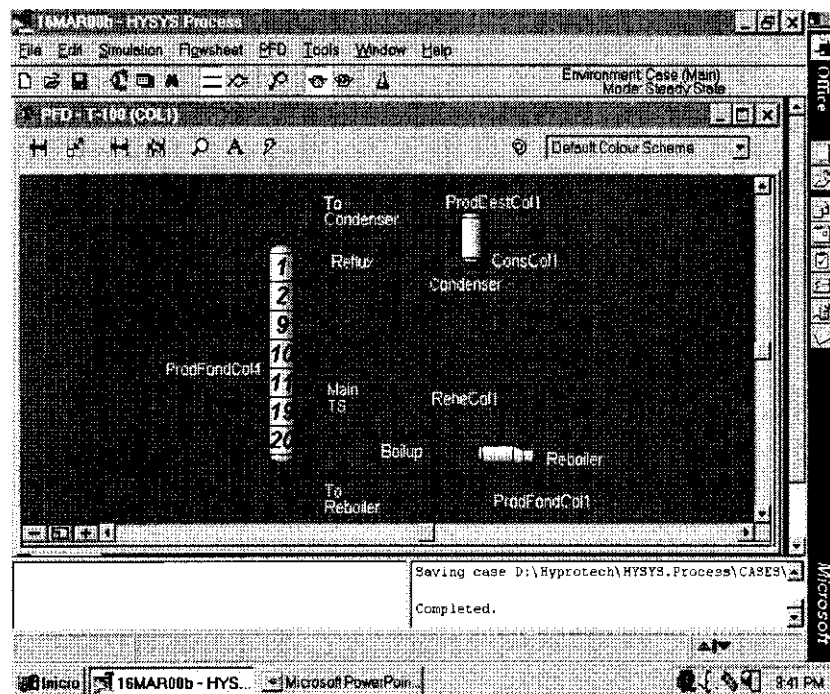
Corriendo el Proceso

Se puede correr el proceso de solución de la columna cuando el número de grados de libertad es cero. Los grados de libertad son desplegados en el grupo de especificaciones en la página de Monitor y en la página de especificaciones.

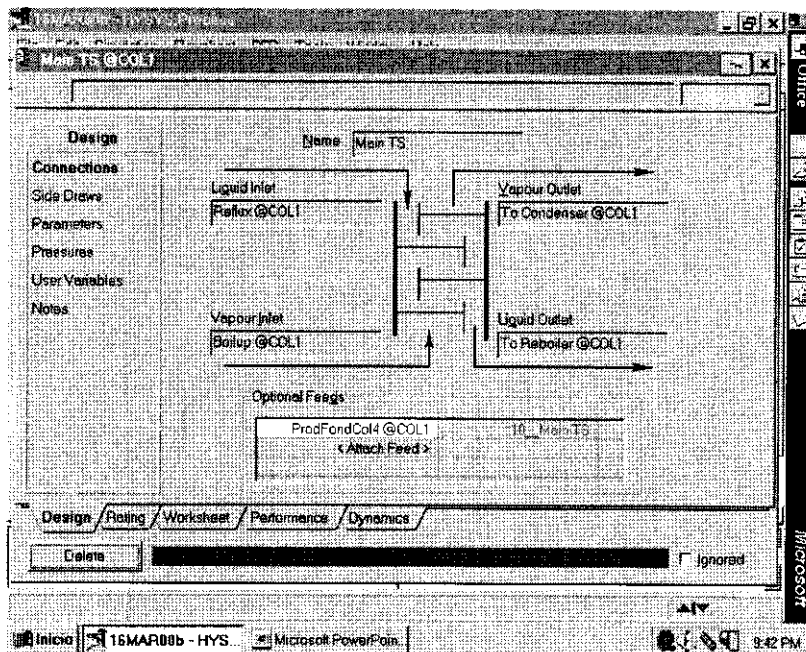
En este momento el número de grados de libertad es cero y la columna puede ser resuelta. Seleccione el botón *Run* y el simulador obtendrá la solución.

Ahora que la solución ha sido obtenida se pueden revisar algunas de las páginas restantes. Estas pantallas son las que se incluyeron en el punto de revisión general de información a través del cuaderno de trabajo.

Subdiagramas



Al posicionar el puntero del ratón en la torre T-100 del diagrama de flujo principal y hacer doble click en el botón izquierdo, se abre el subdiagrama de la torre de donde se puede obtener información detallada de la misma así como de sus periféricos.



La instalación de una torre de destilación se encuentra documentada en la sección anterior, sin embargo, la pantalla anterior muestran el detalle al interior del sub-diagrama. Aquí se muestran las corrientes internas que van de la torre propiamente dicha a sus periféricos como son el condensador y el rehervidor.

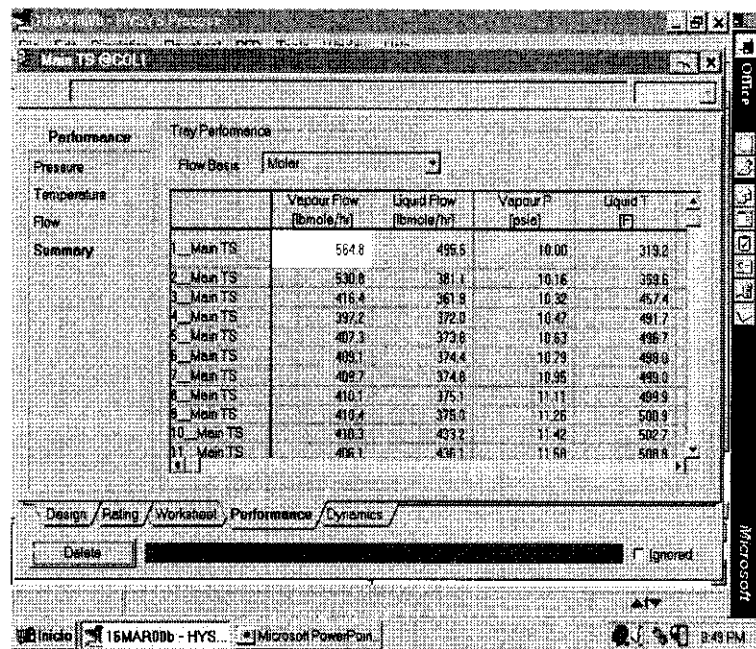
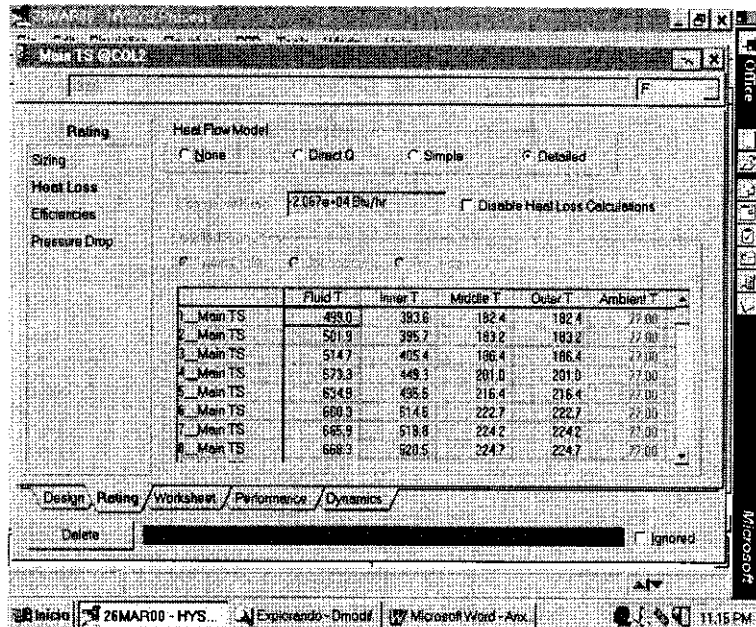
En esta pantalla se observa el dimensionamiento y características interiores de la torre dependiendo del tipo de internos que se consideren en el equipo.

Rating		Tray Dimensions	
Sizing		Weir Height [ft]	3.1640
Heat Loss		Weir Length [ft]	3.937
Efficiency		Tray Space [ft]	1.804
Pressure Drop		Tray Vol [ft ³]	34.32
		DC Volume [ft ³]	3.120
		Diameter [ft]	4.921
		Active Area [ft ²]	<empty>
		Flow Paths	

Internal Type
 Sieve Valve Bubble Cap

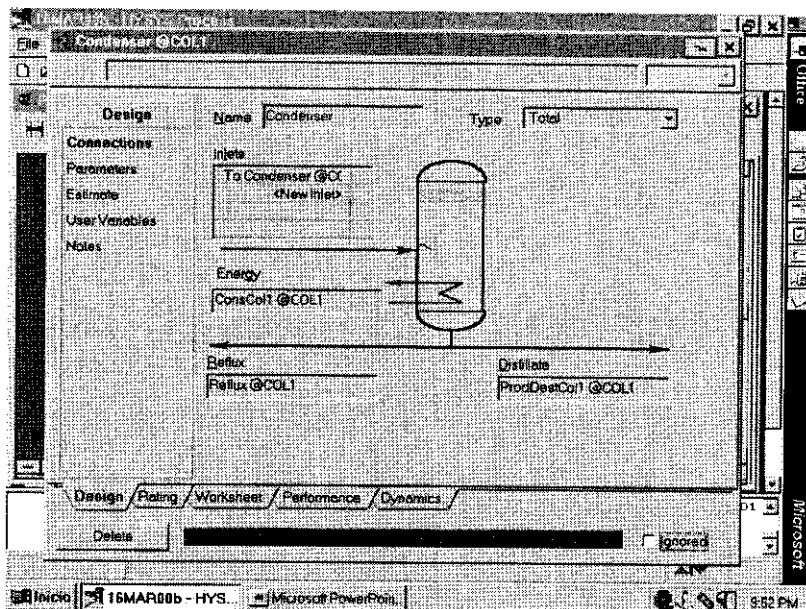
Quick Size

Enseguida se muestra el perfil de temperaturas por plato para el fluido, la temperatura interna de la pared del equipo (Inner T), la temperatura de la interface entre la pared externa del equipo y su aislante (Middle T), la temperatura externa de la interface entre el aislante y el medio ambiente (Outer T) y finalmente la temperatura ambiente (Ambient T)

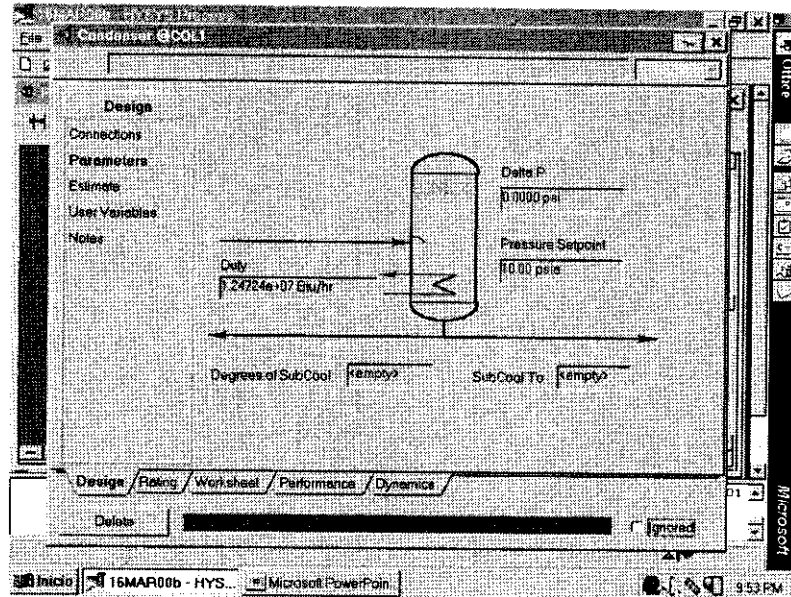


Se observa el perfil de flujo para el líquido y el vapor por plato así como los perfiles de presión para el vapor y de temperatura para el líquido.

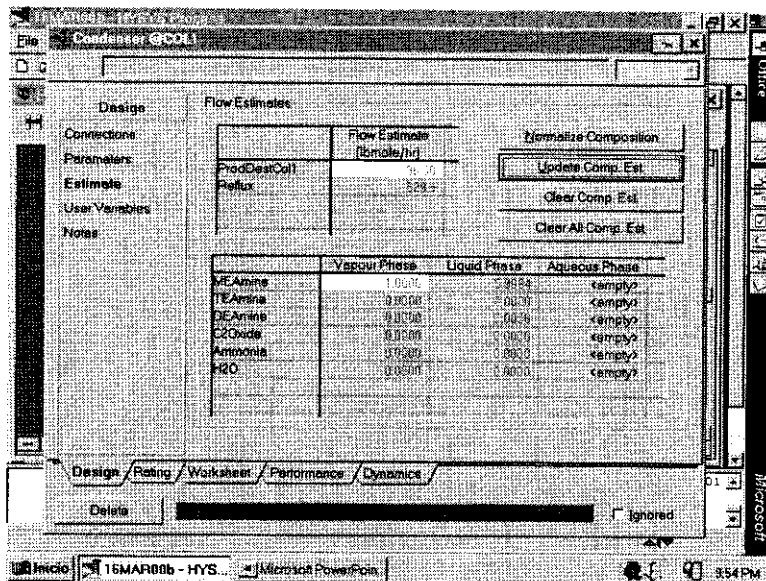
Condensador de T-100



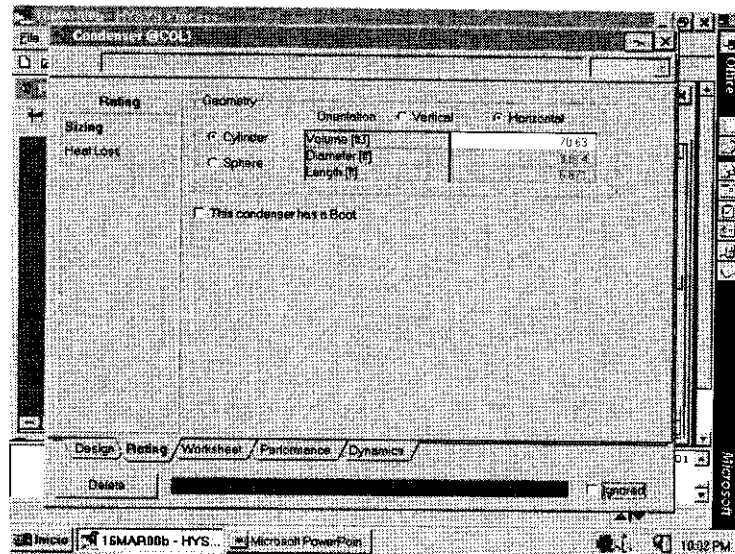
Se muestran las corrientes que entran y salen del condensador. Esta información no se presenta en el diagrama de flujo de proceso principal.



En esta pantalla se observan los parámetros del condensador tales como la caída de presión y el cálculo de la cantidad de calor a remover en el equipo.

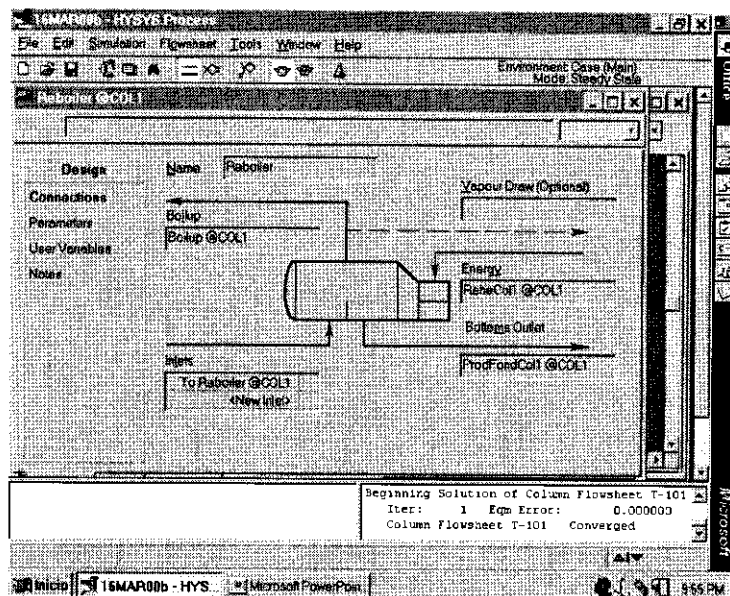


El simulador ha calculado los estimados de flujo destilado (ProdDestCol1) y de reflujo, asimismo ha determinado la composición de la fase vapor y de la fase líquida



De acuerdo a las prácticas comunes de diseño se ha dimensionado el condensador para obtener su volumen, diámetro y longitud.

Rehervidor de T-100



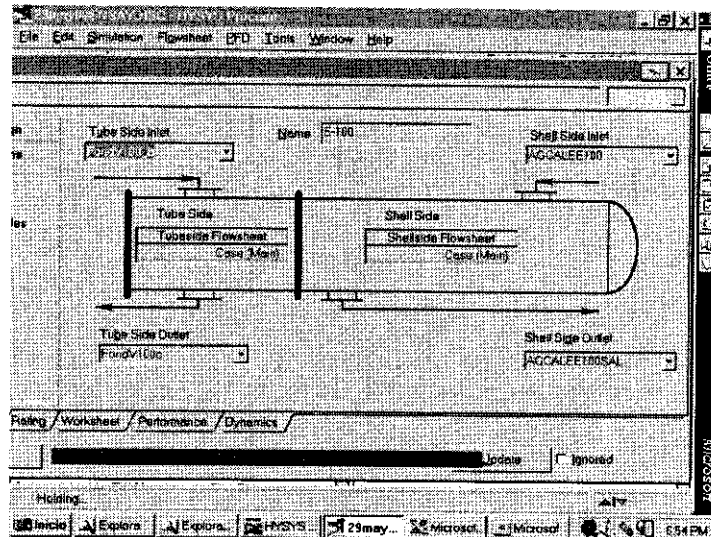
Al igual que la mayoría de las pantallas de conexiones de otros equipos se observan las corrientes de entrada y salida del rehervidor.

Worksheet	Name	To Reboiler	ProdFossil	Bottom
Conditions	Temp (F)	518.28	533.69	533.69
Conditions	Pressure (psia)	13.000	13.000	13.000
Properties	Actual Vol Flow (barel/day)	3837.3	255.86	1.4177e+05
Properties	Mass Entropy (Btu/lb-F)	1812.3	1801.4	1521.8
PF Specs	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.21832	0.23381	0.52105
PF Specs	Molecular Weight	106.73	115.95	106.11
PF Specs	Molar Density (kmole/m ³)	0.46889	0.43665	0.0012196
PF Specs	Mass Density (lb/ft ³)	60.013	60.831	0.12840
PF Specs	Sol. Liquid Mass Density (lb/ft ³)	68.527	63.345	4e+05
PF Specs	Molar Heat Capacity (Btu/lb-F)	58.160	60.849	27.102
PF Specs	Molar Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.54493	0.52477	0.29541
PF Specs	Thermal Conductivity (Btu/h-ft-F)	0.052199	0.051436	0.055423
PF Specs	Viscosity (cP)	0.21438	0.21438	0.0070789
PF Specs	Surface Tension (dynes/cm)	35.797	30.123	4e+05
PF Specs	Specific Heat (Btu/lbmole-F)	58.160	60.849	27.102

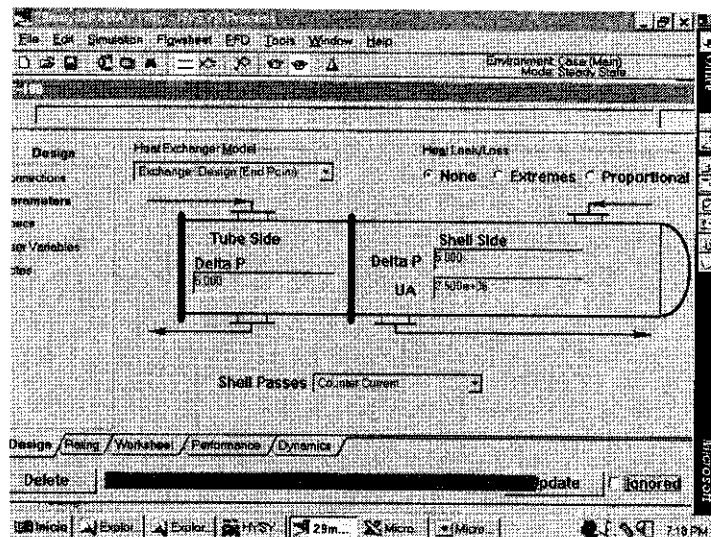
Beginning Solution of Column Flowsheet T-101
 Iter: 1 Eqm Error: 0.000000
 Column Flowsheet T-101 Converged

Se muestra una pantalla que contiene la hoja de trabajo de las propiedades de las corrientes involucradas en el equipo, se observa que en una de las opciones es posible consultar las composiciones de las corrientes, esta pantalla no se ha incluido, sin embargo, pueden ser consultados en el balance de materia y energía..

CAMBIADOR DE CALOR E-100

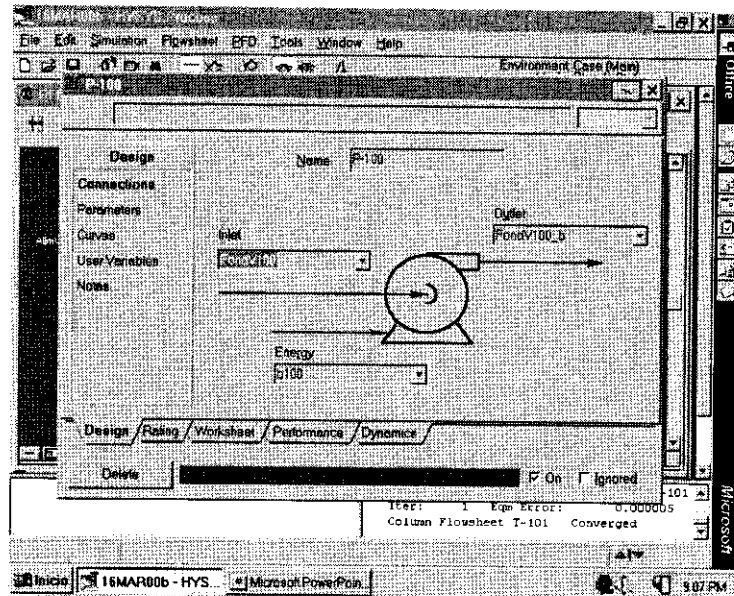


Esta primera pantalla muestra las corrientes de salida y entrada del equipo. Las corrientes pueden ser de servicios como vapor, agua o de proceso. En el presente caso se está utilizando vapor como medio de calentamiento.

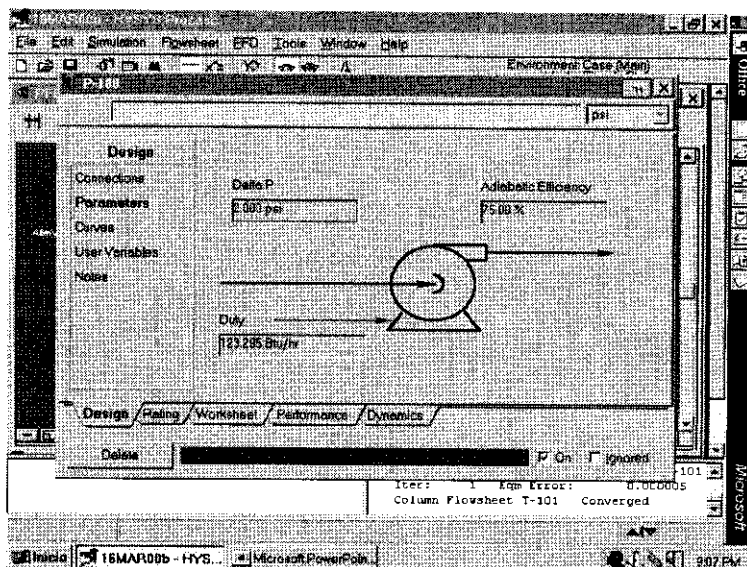


Aquí se especifica la caída de presión en el equipo lado tubos y lado envolvente, así como el calor necesario para llevar la corriente FondV100b a las condiciones de temperatura requeridas.

BOMBA B-100

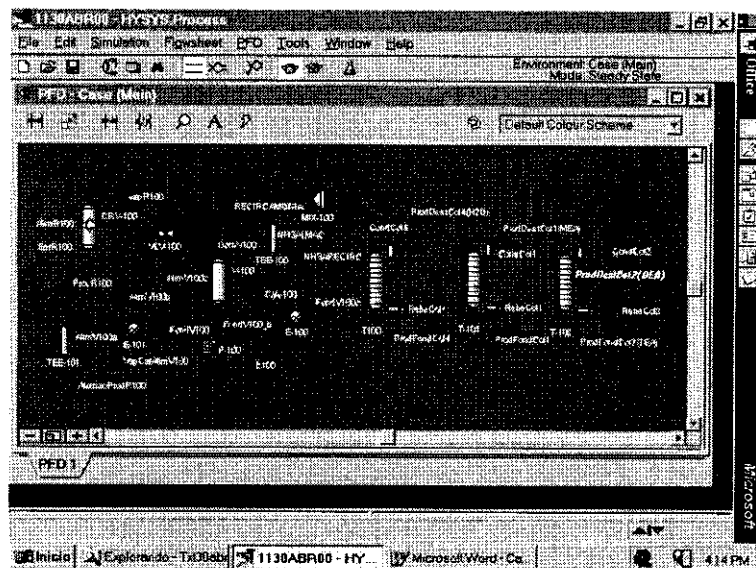


Esta Pantalla muestra las corrientes de materia de entrada y salida del equipo así como la corriente de energía que proporciona los requerimientos de energéticos para operar la bomba. En la imagen siguiente se muestra el incremento de presión en la corriente que el ingeniero de diseño asigna o especifica, de la misma manera aquí se especifica la eficiencia adiabática del equipo y el simulador se ha encargado de calcular con esas características los requerimientos energéticos para operar la bomba bajo esas condiciones.



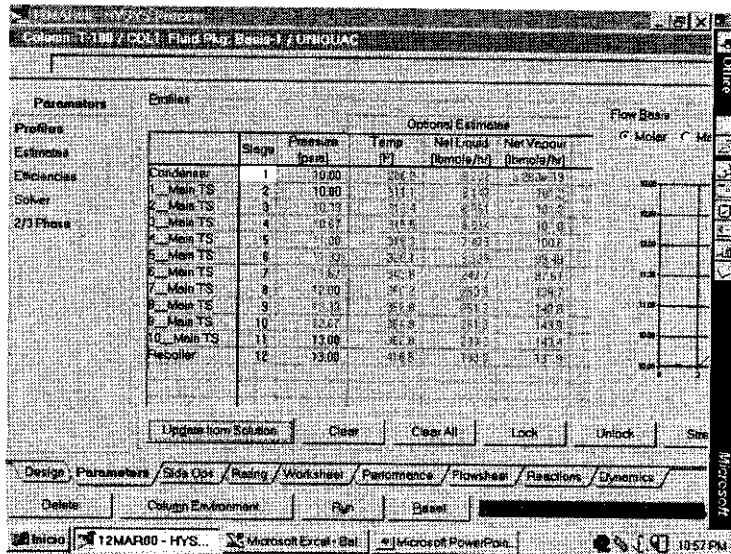
- Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso

Como se ha indicado en los párrafos anteriores el diagrama de flujo de proceso se genera mediante la unión de los diferentes equipos que representan las diferentes operaciones unitarias.

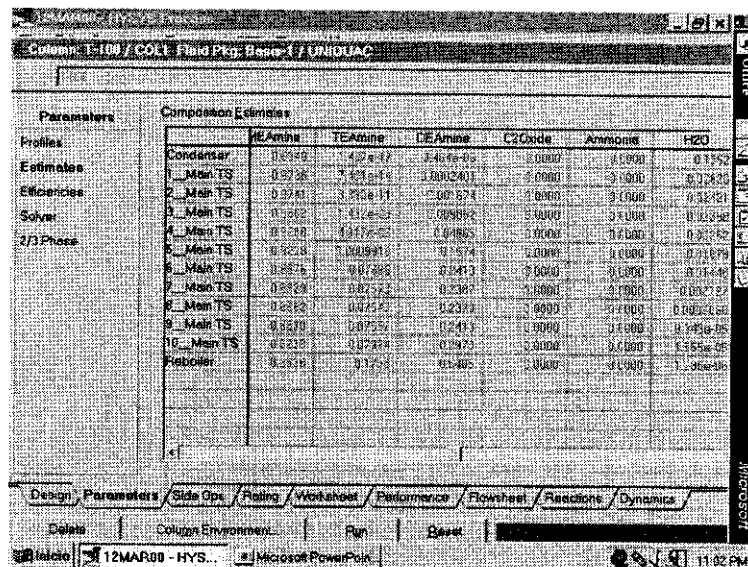


- Revisión general de Información a través del cuaderno de trabajo.

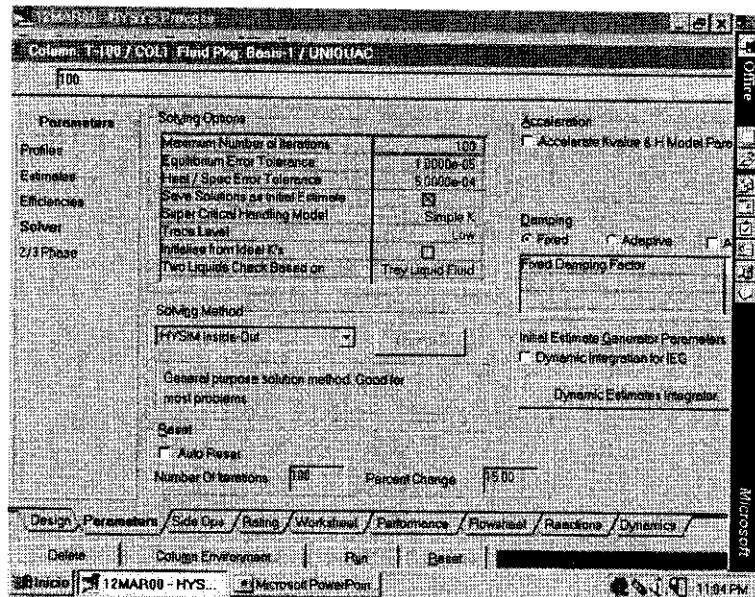
Una vez concluida la simulación de cada equipo y del diagrama de flujo general es posible consultar los resultados de diversas maneras una de las cuales es el cuaderno de trabajo, sin embargo, ésta no es la única forma de hacer consultas. A continuación se presentan una serie de pantallas que muestran los datos más relevantes de las diferentes corrientes de materia y energía así como de las operaciones unitarias representadas por los equipos del diagrama de flujo de procesos.



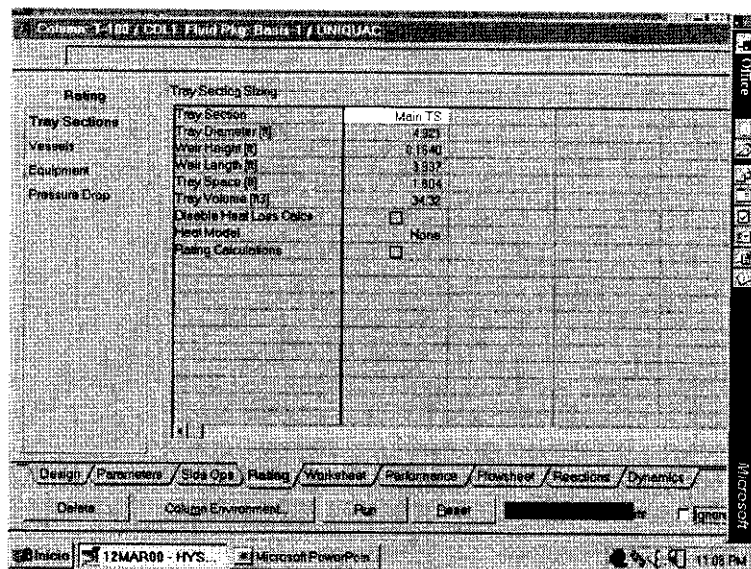
Esta pantalla muestra el perfil de presión y temperatura así como el perfil de flujo de vapor y de líquido a través de todos los platos de la columna. Esta misma información se presenta para cada columna de destilación.



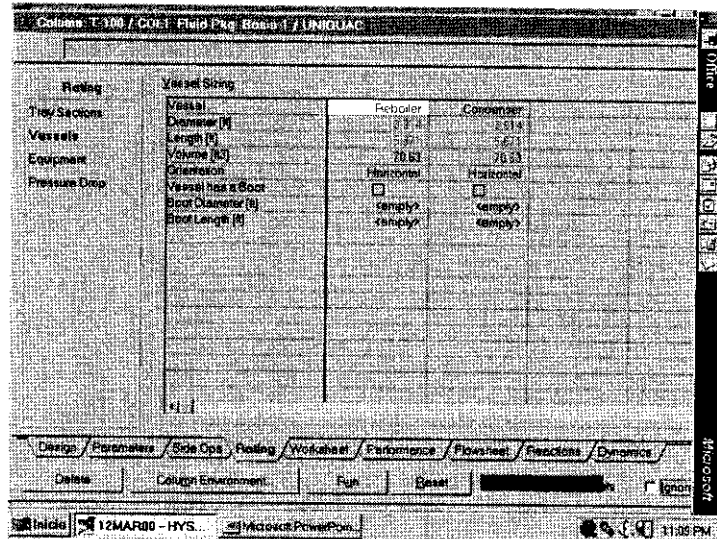
Esta pantalla (parámetros / estimados) muestra las composiciones por plato. Con estos perfiles es posible ver el comportamiento de la columna en detalle.



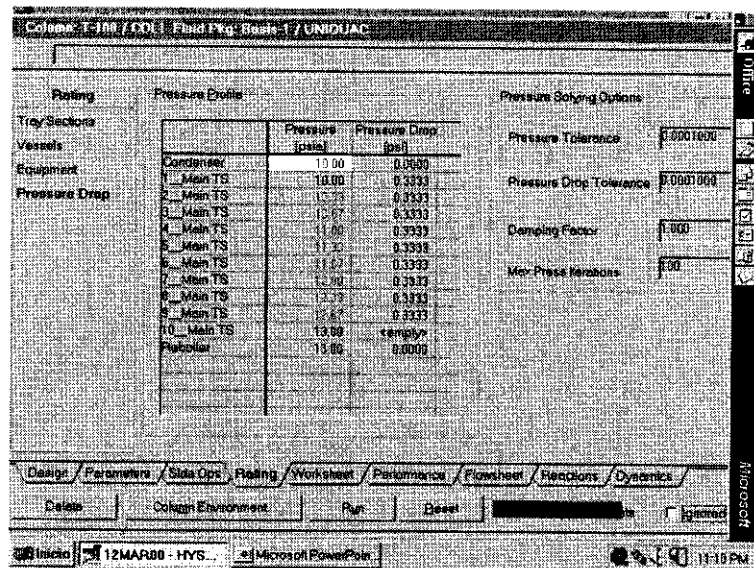
Esta pantalla (parámetros / resolvidor) permite definir los parámetros de convergencia tales como el número de iteraciones, las tolerancias de error, determinar si se quiere guardar la solución como estimado inicial, entre otras cosas. Asimismo se puede seleccionar el método de solución.



Aquí (dimensionamiento / sección de platos) se muestra el dimensionamiento de la sección de platos como el diámetro de los mismos, altura y longitud de las bajantes, espacios entre platos, etc.



En esta pantalla (dimensionamiento / recipientes) se muestra el dimensionamiento de los periféricos de la torre como el condensador y el rehervidor. Obsérvese que esta misma información se obtiene también al entrar al detalle del condensador.



En esta pantalla (dimensionamiento / caída de presión) se muestra la caída de presión por plato y el perfil de presiones a lo largo de la torre.

Worksheet	Items	AlmCoil	ProdDistCoil	ProdFondCoil
Conditions	Vapor Fraction	0.0000	0.0000	0.0000
	Temperature [F]	240.00	288.29	415.52
Properties	Pressure [psia]	14.700	10.000	13.000
	Actual Vol. Flow [barrel/day]	1181.4	410.36	856.24
Compositions	Mass Entropy [Btu/lb-F]	1925.3	-1929.1	-1416.7
	Mass Entropy [Btu/lb-F]	0.12584	0.29821	0.22181
PF Specs	Molecular Weight	79.621	65.262	100.38
	Molar Density [lbmole/ft ³]	2.73613	0.85215	0.53901
	Mass Density [lb/ft ³]	58.612	52.894	64.106
	Sol. Liquid-Mass Density [lb/ft ³]	65.941	62.172	68.327
	Molar Heat Capacity [Btu/lb-F]	49.494	46.024	57.250
	Mass Heat Capacity [Btu/lb-F]	0.62162	0.64732	0.57041
	Thermal Conductivity [Btu/ft-h-F]	0.10095	0.11177	0.071488
	Viscosity [cP]	3.1308	1.6281	0.55241
	Surface Tension [dynes/cm]	45.390	31.748	35.093
	Specific Heat [Btu/lb-mole-F]	49.494	46.024	57.250
	z-Factor	0.0026285	0.0013018	0.0025650
	Vap. Frac. (molar basis)	0.00000	0.00000	0.00000
	Vap. Frac. (mass basis)	0.00000	0.00000	0.00000
Vap. Frac. (Volume Basis)	0.00000	0.00000	0.00000	
Molar Volume [ft ³ /lbmole]	1.3584	1.3448	1.8663	

Esta opción (propiedades / hoja de trabajo) muestra los detalles de las corrientes de materia de la columna.

Worksheet	Items	AlmCoil	ProdDistCoil	ProdFondCoil
Conditions	WEAmine	0.5511	0.0649	0.2838
	TEAmine	0.0948	0.0000	0.1758
Properties	DEAmine	0.2918	0.0000	0.5405
	O2Oxide	0.0000	0.0000	0.0000
Compositions	Ammonia	0.0000	0.0000	0.0000
	H2O	0.0822	0.1352	0.0000

En esta pantalla (hoja de trabajo / composiciones) se observan las composiciones de cada corriente de la columna en cuestión (en este caso T-100).

Worksheet	Name	AzeoCol	FeedDistCol	ProdPondCol
Conditions	Pressure Spec Active	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
	Pressure (psia)	14.73	10.00	13.00
Properties	Flow Spec Active	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
	Flow Spec Basis			
Compositions	Molar Flow (lbmole/hr)	500.0	92.02	100.0
	Mass Flow (lb/hr)	1.552e+04	5005	1.084e+04
PF Specs	Liquid Flow (lbmole/hr)	1023	342.7	822.2

Se muestran las especificaciones con las que se pueden correr los procesos de simulación. Una vez definidas éstas, es necesario verificar los grados de libertad en la pantalla monitor número que debe ser igual a cero.

	Temp (F)	Press (psia)	Liquid (lbmole/hr)	Vapor (lbmole/hr)	VF	Stream	Type	Flow (lbmole/hr)	Dist. Temp (Distill)
Condenser	286.2	13.00	8.29003			CondCol	C	2.273e+06	286.2 F
1_Mean TS	311.1	10.00	8.14654	101.222		FeedDistCol	D	52.02	
2_Mean TS	313.4	10.00	5.95051	101.167					
3_Mean TS	315.6	10.00	6.51408	100.971					
4_Mean TS	319.3	11.00	7.47342	100.564					
5_Mean TS	326.1	11.33	5.53464	95.4637					
6_Mean TS	343.6	11.67	247.712	97.6145		AzeoCol	F	200.0	240.0 F
7_Mean TS	350.2	12.00	260.755	139.732					
8_Mean TS	352.8	12.33	251.876	142.776					
9_Mean TS	354.3	12.67	251.342	143.896					
10_Mean TS	362.8	13.00	238.936	143.362					
Reboiler	416.0	13.00		131.857		ReboCol	G	2.145e+06	416.0 F
						ProdPondCo	D	100.0	

Esta pantalla (rendimiento / sumario) es es resumen del perfil de temperaturas, de presiones y flujos de líquido y vapor, así como información de las corrientes de alimentación y descarga de la torre.

The screenshot shows the 'Flow Base' window in HYSYS, displaying a table with the following data:

	Temperature (°F)	Liquid Flow (lbmole/hr)	Vapour Flow (lbmole/hr)	Liquid Enthalpy (Btu/lbmole)	Vapour Enthalpy (Btu/lbmole)
Condenser	288.2	8202		-1.356e+05	2.230e+04
1_Main TS	311.1	8142	107.2	-1.338e+05	2.409e+04
2_Main TS	313.4	8051	107.2	-1.338e+05	2.390e+04
3_Main TS	315.5	8024	107.4	-1.344e+05	2.350e+04
4_Main TS	319.3	7470	108.4	-1.368e+05	2.177e+04
5_Main TS	328.7	5055	46.48	-1.186e+05	6.382e+04
6_Main TS	343.8	247.7	47.61	-1.354e+05	3.395e+04
7_Main TS	360.2	260.6	138.7	-1.305e+05	2.166e+04
8_Main TS	368.8	261.4	140.8	-1.307e+05	2.116e+04
9_Main TS	384.8	251.1	143.8	-1.344e+05	2.108e+04
10_Main TS	382.8	238.6	143.4	-1.442e+05	2.130e+04
Reboiler	418.5		131.3	-1.823e+05	9.687e+04

En esta pantalla (rendimiento / pinch) se puede obtener información sobre las entalpías del líquido y el vapor por plato.

The screenshot shows the 'Transfer Composition of Like Hypotheticals' window in HYSYS, displaying the following data:

Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Spd	Split Index
Rebo Coil	Rebo Coil	None Req'd	<input type="checkbox"/>	
Alarm Coil	Alarm Coil	P-H Flash	<input type="checkbox"/>	
New	*New*			

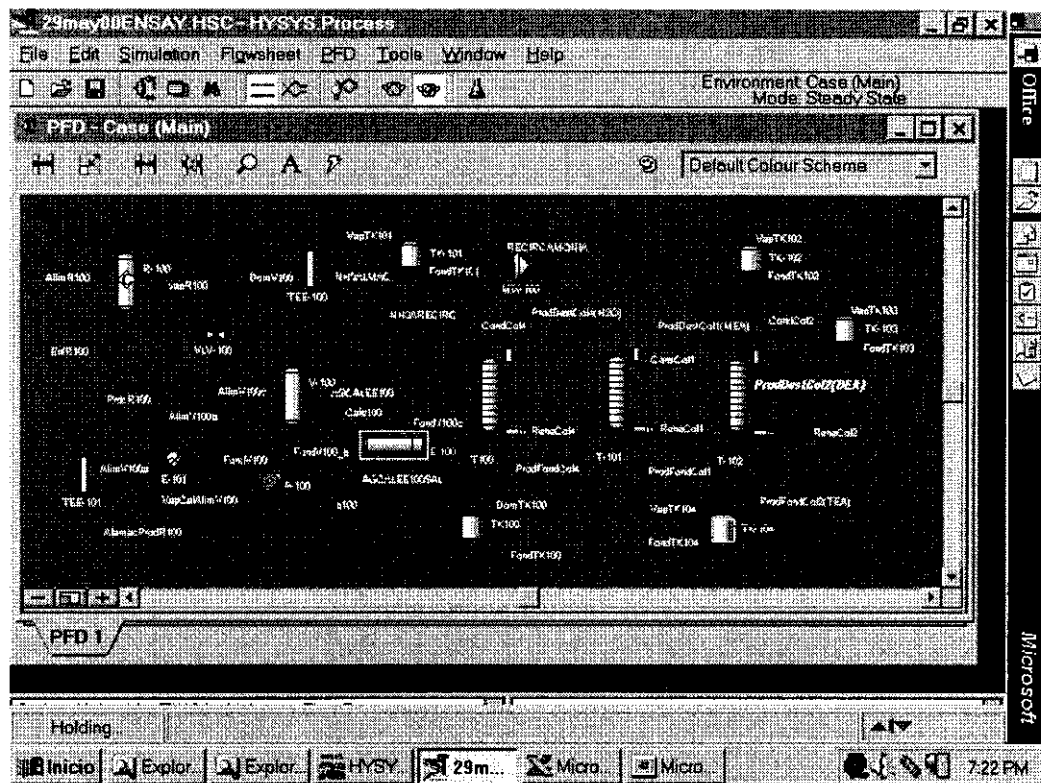
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Flowheat Topology
Cond Coil	Cond Coil	None Req'd	Main TS
ProdDist Coil	ProdDist Coil	P-H Flash	Condensers
ProdFond Coil	ProdFond Coil	P-H Flash	Reboilers
New	*New*		

Las corrientes internas y externas se presentan en esta pantalla. Estas corrientes son l que establecen vínculos entre los diferentes diagramas de flujo y sus respectivos subdiagramas.

4. SALIDA DE INFORMACIÓN (ESQUEMAS DE SALIDA)

- **Diagrama de Flujo de Proceso.**

El diagrama de flujo de proceso que es el resultado del análisis de cómo llegar a los productos deseados con la pureza requerida partiendo de las materias primas disponibles se presenta enseguida, sin embargo es necesario remarcar que lo que se presenta es el diagrama terminado que resultó de varios ensayos previos.



• **Balances de Materia y Energía de Proceso.**

El balance de materia y energía para la parte de separación se obtiene una vez habiendo corrido los cálculos para cada equipo de destilación así como para la separación de tipo flash. A continuación se muestran las tablas de salida del balance de materia y energía con que el simulador ya cuenta:

```

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\29may00.HSC
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
, , Date/Time: Wed Aug
, 30 17:54:52 2000
    
```

Case (Main) (Workbook): All Pages

Workbook: Case (Main)

Material Streams

Name	ProdDestCol1(MEA)	ProdFondCol1	ProdDestCol2(DEA)	ProdFondCol2(TEA)	DomV100
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	317.7	534.1	499.6	671.8	80.01
Pressure (psia)	10.00	13.00	10.00	13.00	25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	38.80	27.09	20.53	6.560	55.21
Mass Flow (lb/hr)	2381	3147	2169	978.6	941.2
Liquid Volume Flow (barrel/day)	160.2	195.2	135.6	59.62	103.9
Heat Flow (Btu/hr)	-4.027e+06	-5.669e+06	-3.955e+06	-1.692e+06	-1.158e+06
Name	FondV100	ProdDestCol4(H2O)	ProdFondCol4	FondV100_b	FondV100c
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	80.01	40.73	395.0	80.02	529.9
Pressure (psia)	25.00	18.00	20.00	27.00	22.00
Molar Flow (lbmole/hr)	579.9	514.0	65.89	579.9	579.9
Mass Flow (lb/hr)	1.473e+04	9199	5529	1.473e+04	1.473e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1043	687.5	355.4	1043	1043
Heat Flow (Btu/hr)	-6.656e+07	-5.610e+07	-9.753e+06	-6.656e+07	-5.256e+07
Name	RECIRCAMONIA	NH3ARECIRC	NH3ALMAC	AlimR100	vapR100
Vapour Fraction	0.0216	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	40.93	80.01	80.01	77.00	30.01
Pressure (psia)	18.00	25.00	25.00	142.2	132.2
Molar Flow (lbmole/hr)	525.0	11.04	44.17	1173	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	9387	188.2	753.0	2.499e+04	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	708.3	20.79	83.14	2007	0.0000
Heat Flow (Btu/hr)	-5.634e+07	-2.316e+05	-9.265e+05	-9.988e+07	0.0000
Name	ProdR100	AlimV100a	AlamacProdR100	AlimV100b	AlimV100c
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0869
Temperature (F)	30.01	30.01	30.01	115.5	80.01
Pressure (psia)	132.2	132.2	132.2	127.2	25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	1013	635.1	377.8	635.1	635.1
Mass Flow (lb/hr)	2.499e+04	1.567e+04	9321	1.567e+04	1.567e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1829	1147	682.2	1147	1147
Heat Flow (Btu/hr)	-1.099e+08	-6.889e+07	-4.098e+07	-6.772e+07	-6.772e+07
Name	DomTK100	FondTK100	FondTK101	VapTK101	VapTK102
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature (F)	30.01	30.01	80.01	80.01	317.7
Pressure (psia)	132.2	132.2	25.00	25.00	10.00
Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	377.8	0.0000	44.17	0.0002464
Mass Flow (lb/hr)	0.0000	9321	0.0000	753.0	0.01505

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
Cap_V Ejemplo de Simulación

Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	682.2	0.0000	83.14	0.001014
Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	-4.098e+07	0.0000	-9.265e+05	-20.00
Name	FondTK102	VapTK103	FondTK103	VapTK104	FondTK104
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature (F)	317.7	499.6	499.6	671.8	671.8
Pressure (psia)	10.00	10.00	10.00	13.00	13.00
Molar Flow (lbmole/hr)	38.80	0.0000	20.53	0.0000	6.560
Mass Flow (lb/hr)	2381	0.0000	2169	0.0000	978.6
Liquid Volume Flow (barrel/day)	160.2	0.0000	135.6	0.0000	59.62
Heat Flow (Btu/hr)	-4.027e+06	0.0000	-3.955e+06	0.0000	-1.692e+06

Compositions

Name	ProdDestCol1 (MEA)	ProdFondCol1	ProdDestCol2 (DEA)	ProdFondCol2 (TEA)	DomV100
Comp Mole Frac (MEAmine)	0.9935	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (TEAmine)	0.0000	0.2508	0.0114	1.0000	0.0000
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0065	0.7492	0.9886	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (C2Oxide)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.9840
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0160
Name	FondV100	ProdDestCol4 (H2O)	ProdFondCol4	FondV100_b	FondV100c
Comp Mole Frac (MEAmine)	0.0671	0.0007	0.5850	0.0671	0.0671
Comp Mole Frac (TEAmine)	0.0117	0.0000	0.1031	0.0117	0.0117
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0354	0.0000	0.3119	0.0354	0.0354
Comp Mole Frac (C2Oxide)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	0.1342	0.1515	0.0000	0.1342	0.1342
Comp Mole Frac (H2O)	0.7515	0.8478	0.0000	0.7515	0.7515
Name	RECIRCAMONIA	NH3ARECIRC	NH3ALMAC	AlimR100	vapR100
Comp Mole Frac (MEAmine)	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (TEAmine)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (C2Oxide)	0.0000	0.0000	0.0000	0.1365	0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	0.1690	0.9840	0.9840	0.2698	0.9954
Comp Mole Frac (H2O)	0.8303	0.0160	0.0160	0.5937	0.0046
Name	ProdR100	AlimV100a	AlamacProdR100	AlimV100b	AlimV100c
Comp Mole Frac (MEAmine)	0.0613	0.0613	0.0613	0.0613	0.0613
Comp Mole Frac (TEAmine)	0.0107	0.0107	0.0107	0.0107	0.0107
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0324	0.0324	0.0324	0.0324	0.0324
Comp Mole Frac (C2Oxide)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	0.2081	0.2081	0.2081	0.2081	0.2081
Comp Mole Frac (H2O)	0.6876	0.6876	0.6876	0.6876	0.6876
Name	DomTK100	FondTK100	FondTK101	VapTK101	VapTK102
Comp Mole Frac (MEAmine)	0.0000	0.0613	0.0671	0.0000	0.9999
Comp Mole Frac (TEAmine)	0.0000	0.0107	0.0117	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0000	0.0324	0.0354	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (C2Oxide)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	0.9954	0.2081	0.1342	0.9840	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0046	0.6876	0.7515	0.0160	0.0000
Name	FondTK102	VapTK103	FondTK103	VapTK104	FondTK104
Comp Mole Frac (MEAmine)	0.9935	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (TEAmine)	0.0000	0.0006	0.0114	1.0000	1.0000
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0065	0.9994	0.9886	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (C2Oxide)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ammonia)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Energy Streams

Name	ReheCol1	ConsCol1	CondCol2	ReheCol2	ReheCol4
Heat Flow (Btu/hr)	2.674e+06	2.616e+06	1.926e+06	1.947e+06	4.569e+07
Name	CondCol4	b100	Cale100	EnFR100	
VapCalAlimV100					
Heat Flow (Btu/hr)	5.899e+07	123.4	1.400e+07	1.000e+07	1.176e+06
Unit Ops					

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
T-101,	Distillation,	ProdFondCol14,	ProdFondCol1,	No,	2500
,	,	ReheCol1,	ProdDestCol1 (MEA),	,	
,	,	,	ConsCol1,	,	
T-102,	Distillation,	ProdFondCol1,	ProdFondCol2 (TEA),	No,	2500
,	,	ReheCol2,	ProdDestCol2 (DEA),	,	
,	,	,	CondCol2,	,	
T100,	Distillation,	FondV100c,	ProdFondCol4,	No,	2500
,	,	ReheCol4,	ProdDestCol4 (H2O),	,	
,	,	,	CondCol4,	,	
MIX-100,	Mixer,	ProdDestCol4 (H2O),	RECIRCAMONIA,	No,	500.0
,	,	NH3ARECIRC,	,	,	
V-100,	Separator,	AlimV100c,	FondV100,	No,	500.0
,	,	,	DomV100,	,	
P-100,	Pump,	FondV100,	FondV100_b,	No,	500.0
,	,	b100,	,	,	
E-100,	Heater,	FondV100_b,	FondV100c,	No,	500.0

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
 Cap_V Ejemplo de Simulación

E-101,	Heater,	Cal100,	AlimV100b,	No,	500.0
TEE-100,	Tee,	AlimV100a,	VapCalAlimV100,	No,	500.0
TEE-101,	Tee,	DomV100,	NH3ALMAC,	No,	500.0
R-100,	Conversion Reactor,	ProdR100,	NH3ARECIRC,	No,	500.0
VLV-100,	Valve,	AlimR100,	AlimV100a,	No,	500.0
TK100,	Tank,	EnFR100,	AlamacProdR100,	No,	500.0
TK-101,	Tank,	AlimV100b,	ProdR100,	No,	500.0
TK-102,	Tank,	AlamacProdR100,	vapR100,	No,	500.0
TK-103,	Tank,	NH3ALMAC,	EnFR100,	No,	500.0
TK-104,	Tank,	ProdDestCol1 (MEA),	AlimV100c,	No,	500.0
		ProdDestCol2 (DEA),	FondTK100,	No,	500.0
		ProdFondCol2 (TEA),	FondTK101,	No,	500.0
			FondTK102,	No,	500.0
			FondTK103,	No,	500.0
			FondTK104,	No,	500.0
			VapTK101,		
			VapTK102,		
			VapTK103,		
			VapTK104,		

Hyprotech Ltd. ,

HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

Especificaciones, Equipo de Proceso Crítico y/o Mayor.

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.HSC
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
, Date/Time: Sun Apr
30 13:46:59 2000

R-100 (Conversion Reactor): Design, Reactions, Worksheet, Dynamics

Conversion Reactor: R-100,
CONNECTIONS

Inlet Stream Connections

Stream Name , From Unit Operation
AlimR100,
Outlet Stream Connections

Stream Name , To Unit Operation
vapR100,
ProdR100, TEE-101 Tee:
Energy Stream Connections

Stream Name , From Unit Operation
EnFR100,
PARAMETERS

Physical Parameters , Vessel Volume , Optional Heat Transfer: Cooling
Delta P , Duty , Energy Stream
10 00 psi, 35.31 ft3, 1.000e+07 Btu/hr, , EnFR100
User Variables

REACTION DETAILS

Reaction:	Component,	Mole Weight,	Stoichiometric Coeff.
Rxn-1	C2Oxide,	44.05,	-1.000
	Ammonia,	17.03,	-1.000
	H2O,	18.02,	0.0000
	MEAmine,	61.08,	1.000
Rxn-2	C2Oxide,	44.05,	-1.000
	MEAmine,	61.08,	-1.000
	H2O,	18.02,	0.0000
	DEAmine,	105.1,	1.000
Rxn-3	C2Oxide,	44.05,	-1.000
	DEAmine,	105.1,	-1.000
	H2O,	18.02,	0.0000
	TEAmine,	149.2,	1.000

REACTION RESULTS FOR : Set-1
Extents

Name,	Rank,	Specified, % Conversion,	Use Default,	Actual, % Conversion,	Base, Component,	Reaction Extent (lbmole/hr)
Rxn-1,	0,	66.00,	Yes,	66.00,	C2Oxide,	105.7
Rxn-2,	1,	80.10,	Yes,	27.23,	C2Oxide,	43.61
Rxn-3,	2,	100.0,	Yes,	6.766,	C2Oxide,	10.83
Balance						

Components,	Total Inflow, (lbmole/hr),	Total Reaction, (lbmole/hr),	Total Outflow (lbmole/hr)
MEAmine,	0.0000,	62.07,	62.07
TEAmine,	0.0000,	10.83,	10.83

DEAmine,	0.0000,	32.77,	32.77
C2Oxide,	160.1,	-160.1,	0.0000
Ammonia,	316.5,	-105.7,	210.8
H2O,	696.4,	0.0000,	696.4

PROPERTIES

AlinR100

	Overall ,	Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction	, 0.0000	, 1.000
Temperature: (F)	, 77.00	, 77.00
Pressure: (psia)	, 142.2	, 142.2
Molar Flow (lbmole/hr)	, 1173	, 1173
Mass Flow (lb/hr)	, 2.499e+04	, 2.499e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 2007	, 2007
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -8.514e+04	, -8.514e+04
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -3997	, -3997
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 12.90	, 12.90
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.6057	, 0.6057
Heat Flow (Btu/hr)	, -9.988e+07	, -9.988e+07
Molar Density (lbmole/ft3)	, 2.535	, 2.535
Mass Density (lb/ft3)	, 54.00	, 54.00
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, 54.56	, 54.56
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 19.18	, 19.18
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 0.9003	, 0.9003
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.2839	, 0.2839
Viscosity (cP)	, 0.4305	, 0.4305
Surface Tension (dyne/cm)	, 53.06	, 53.06
Molecular Weight	, 21.30	, 21.30
Z Factor	, 0.009743	, 0.009743

ProdR100

	Overall ,	Aqueous Phase	Vapour Phase
Vapour/Phase Fraction	, 0.0000	, 1.000	, 0.0000
Temperature: (F)	, 30.01	, 30.01	, 30.01
Pressure: (psia)	, 132.2	, 132.2	, 132.2
Molar Flow (lbmole/hr)	, 1013	, 1013	, 0.0000
Mass Flow (lb/hr)	, 2.499e+04	, 2.499e+04	, 0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 1829	, 1829	, 0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.085e+05	, -1.085e+05	, -2.044e+04
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -4397	, -4397	, -1200
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, -84.48	, -84.48	, 44.81
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, -3.424	, -3.424	, 2.631
Heat Flow (Btu/hr)	, -1.099e+08	, -1.099e+08	, 0.0000
Molar Density (lbmole/ft3)	, 2.385	, 2.385	, 0.02516
Mass Density (lb/ft3)	, 58.84	, 58.84	, 0.4286
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, 57.88	, 57.88	, 38.27
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 21.41	, 21.41	, 8.390
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 0.8678	, 0.8678	, 0.4925
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.2953	, 0.2953	, 0.01438
Viscosity (cP)	, 3.058	, 3.058	, 0.007733
Surface Tension (dyne/cm)	, 66.59	, 66.59	, LL
Molecular Weight	, 24.67	, 24.67	, 17.03
Z Factor	, 0.01055	, 0.01055	, 1.000

vapR100

	Overall ,	Aqueous Phase	Vapour Phase
Vapour/Phase Fraction	, 1.000	, 0.0000	, 1.000
Temperature: (F)	, 30.01	, 30.01	, 30.01
Pressure: (psia)	, 132.2	, 132.2	, 132.2
Molar Flow (lbmole/hr)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Mass Flow (lb/hr)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -2.044e+04	, -1.085e+05	, -2.044e+04
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -1200	, -4397	, -1200
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 44.81	, -84.48	, 44.81
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 2.631	, -3.424	, 2.631
Heat Flow (Btu/hr)	, 0.0000	, 0.0000	, 0.0000
Molar Density (lbmole/ft3)	, 0.02516	, 2.385	, 0.02516
Mass Density (lb/ft3)	, 0.4286	, 58.84	, 0.4286
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, LL	, 57.88	, 38.27
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 8.390	, 21.41	, 8.390
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 0.4925	, 0.8678	, 0.4925
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.01438	, 0.2953	, 0.01438
Viscosity (cP)	, 0.007733	, 3.058	, 0.007733
Surface Tension (dyne/cm)	, LL	, 66.59	, LL
Molecular Weight	, 17.03	, 24.67	, 17.03
Z Factor	, 1.000	, 0.01055	, 1.000

DYNAMICS

Vessel Parameters: Initialize from Product

Vessel Volume (ft3) , 35.31 , Level Calculator , Vertical cylinder

Vessel Diameter (ft) , 3.106 , Fraction Calculator , Use levels and
 nozzles
 Vessel Height (ft) , 4.660 , Feed Delta P (psi) , 10.00
 Liquid Level Percent (%) , 50.00 , Vessel Pressure (psia) , 132.2
 Holdup: Vessel Levels

Phase,	Level,	Percent,	Volume
,	(ft),	(%),	(ft3)
Vapour,	LL,	LL,	0.0000
Liquid,	LL,	LL,	0.0000
Aqueous,	LL,	LL,	0.0000
Holdup: Details			

Phase,	Accumulation,	Moles,	Volume
,	(lbmole/hr),	(lbmole),	(ft3)
Vapour,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Liquid,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Aqueous,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Total ,	0.0000,	0.0000,	0.0000

Duty Valve Source : Direct_Q

Available UA (Btu/F-hr) , 1.896e+05 , Heat Capacity (Btu/lbmole-F) , 17.91
Utility HoldUp (lbmole) , 220.5 , Inlet Temp. (F) , 59.00
Mole Flow (lbmole/hr) , LL , Outlet Temp. (F) , 59.00
Min. Mole Flow (lbmole/hr) , LL , Temp. Approach (F) , 18.00
Max. Mole Flow (lbmole/hr) , LL , Heat Flow (Btu/hr) , 1.000e+07
Liquid Heater Height as % of Vessel Volume

Top of Heater : 5.000 % , Bottom of Heater : 0.0000 %
 Heat Flow into the PFR: Cooling

Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

```

,
, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1123ABR00.HSC
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
,
, Date/Time: Sun Apr
30 14:06:35 2000

```

V-100 (Separator): Design, Reactions, Worksheet, Dynamics

Separator: V-100,

CONNECTIONS

Inlet Stream

```

Stream Name , From Unit Operation
AlimV100c, VLV-100 Valve
Outlet Stream

```

```

Stream Name , To Unit Operation
DomV100, TEE-100 Tee:
FondV100, P-100 Pump:
Energy Stream

```

```

Stream Name , From Unit Operation

```

PARAMETERS

```

Vessel Volume: 34.56 ft3, Level SP: 50.00 %, Liquid Volume: 17.28 ft3,
Vessel Pressure: 25.00 psia, Pressure Drop: 0.0000 psi, Duty: 0.0000 Btu/hr, Heat Transfer Mode: Heating
User Variables

```

PROPERTIES

AlimV100c

	Overall ,	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction	, 0.08694	, 0.08694	, 0.9131
Temperature: (F)	, 80.01	, 80.01	, 80.01
Pressure: (psia)	, 25.00	, 25.00	, 25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	, 635.1	, 55.21	, 579.9
Mass Flow (lb/hr)	, 1.567e+04	, 941.2	, 1.473e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 1147	, 103.9	, 1043
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.066e+05	, -2.097e+04	, -1.148e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -4322	, -1230	, -4519
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 9.160	, 48.89	, 5.377
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.3713	, 2.868	, 0.2117
Heat Flow (Btu/hr)	, -6.772e+07	, -1.158e+06	, -6.656e+07
Molar Density (lbmole/ft3)	, 0.04871	, 0.004317	, 2.318
Mass Density (lb/ft3)	, 1.202	, 0.07359	, 58.87
Std Liquid Mass Density (lb/ft3), LL		, 38.50	, 59.49
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 20.65	, 8.528	, 21.80
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 0.8368	, 0.5003	, 0.8583
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F), LL		, 0.01543	, 0.3051
Viscosity (cP)	, LL	, 0.008394	, 1.963
Surface Tension (dyne/cm)	, LL	, LL	, 64.68
Molecular Weight	, 24.67	, 17.05	, 25.40
Z Factor	, LL	, 1.000	, 0.001862

	Overall ,	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction	, 1.000	, 1.000	, 0.0000
Temperature: (F)	, 80.01	, 80.01	, 80.01
Pressure: (psia)	, 25.00	, 25.00	, 25.00
Molar Flow (lbmole/hr)	, 55.21	, 55.21	, 0.0000
Mass Flow (lb/hr)	, 941.2	, 941.2	, 0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 103.9	, 103.9	, 0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -2.097e+04	, -2.097e+04	, -1.148e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -1230	, -1230	, -4519
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 48.89	, 48.89	, 5.377


```

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
, ,
, , Date/Time: Sun Apr
30 14:36:06 2000
    
```

T-100 (Distillation): Design, Output, Side Ops, Worksheet, Performance, Flowsheet, Dynamics, Profiles

(ver Detalle de T-100 en el Anexo)

```

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
, ,
, , Date/Time: Sun Apr
30 14:36:06 2000
    
```

T-101 (Distillation): Design, Output, Side Ops, Worksheet, Performance, Flowsheet, Dynamics, Profiles

(ver Detalle de T-101 en el Anexo)

```

, ITEPSA, Case Name:
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
, Calgary, Alberta,
, CANADA, Unit Set: Field
, ,
, , Date/Time: Sun Apr
30 14:36:06 2000
    
```

T-102 (Distillation): Design, Output, Side Ops, Worksheet, Performance, Flowsheet, Dynamics, Profiles

Distillation: T-102 @Main,

CONNECTIONS

Inlet Stream	Stage ,	FROM UNIT OPERATION
STREAM NAME ,	Reboiler,	
ReheCol2,	5_Main TS,	T-101 Distillation
ProdFondCol1,		
Outlet Stream	Stage ,	TO UNIT OPERATION
STREAM NAME ,	Condenser,	
CondCol2,	Condenser,	
ProdDestCol2,	Reboiler,	
ProdFondCol2,		
MONITOR		

Specifications Summary

Specified Value ,	Current Value ,	Wt. Error ,	Wt. Tol. ,	Abs. Tol. ,	Active ,	Estimate
,						

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
Cap_V Ejemplo de Simulación

```

Reflux Ratio,      2.000,      2.000,      4.638e-05,  0.01000,  0.01000,  On,  On
Distillate Rate,  20.53 lbmole/hr,  20.53 lbmole/hr,  -1.685e-06,  0.01000,  2.205 lbmole/hr,  On,  On
Reflux Rate,      LL,      41.06 lbmole/hr,  LL,      0.01000,  2.205 lbmole/hr,  Off,  On
Btms Prod Rate,  LL,      6.560 lbmole/hr,  LL,      0.01000,  2.205 lbmole/hr,  Off,  On
SPECS
  
```

Column Specification Parameters
 Reflux Ratio

```

Stage: Condenser,      Flow Basis: Molar,      Liquid Specification: LL,
Distillate Rate
  
```

```

Stream: ProdDestCol2,  Flow Basis: Molar,
Reflux Rate
  
```

```

Stage: Condenser,      Flow Basis: Molar,      Liquid Specification: LL,
Btms Prod Rate
  
```

```

Stream: ProdFondCol2,  Flow Basis: Molar,
User Variables
  
```

PROFILES

General Parameters

```

Sub-Flow Sheet: T-102 (COL2),
Profile Estimates
  
```

Number of Stages: 10

	Temperature, (F)	Net Liquid, (lbmole/hr)	Net Vapour (lbmole/hr)
Condenser,	499.6,	41.06,	8.003e-21
1__Main TS,	509.5,	36.64,	61.59
2__Main TS,	556.3,	30.38,	57.17
3__Main TS,	606.6,	28.95,	50.91
4__Main TS,	624.1,	28.91,	49.48
5__Main TS,	629.0,	51.17,	49.44
6__Main TS,	658.5,	51.61,	44.61
7__Main TS,	665.6,	51.79,	45.05
8__Main TS,	668.2,	51.87,	45.24
9__Main TS,	670.1,	51.92,	45.31
10__Main TS,	671.8,	52.07,	45.36
Reboiler,	671.8,	6.560,	45.51

EFFICIENCIES

Stage Efficiencies

Stages	Overall Efficiency	MEAmine	TEAmine	DEAmine	C2Oxide
Ammonia					
Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
1__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
2__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
3__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
4__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
5__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
6__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
7__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
8__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
9__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
10__Main TS	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Stages	Overall Efficiency	H2O			
Condenser	1.000	1.000			
1__Main TS	1.000	1.000			
2__Main TS	1.000	1.000			
3__Main TS	1.000	1.000			
4__Main TS	1.000	1.000			
5__Main TS	1.000	1.000			
6__Main TS	1.000	1.000			
7__Main TS	1.000	1.000			
8__Main TS	1.000	1.000			
9__Main TS	1.000	1.000			
10__Main TS	1.000	1.000			
Reboiler	1.000	1.000			

SOLVER

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out

Solving Options

Maximum Iterations: 100.0

Equilibrium Error Tolerance: 1.000e-05

Heat/Spec Error Tolerance: 0.0005000

Save Solutions as Initial Estimate: On

Super Critical Handling Model: Simple K

Trace Level: Low

Init from Ideal K's: Off

Initial Estimate Generator Parameters

Acceleration Parameters

Accelerate K Value & H Model Parameters: Off

Damping Parameters

Azeotrope Check: Off

MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA (OPCION PROYECTOS)
Cap_V Ejemplo de Simulacion

Iterative IEG (Good for Chemicals): Off , Fixed Damping Factor: 1.000

SIDE STRIPPERS

SIDE RECTIFIERS

PUMP AROUNDS

VAP BYPASSES

PROPERTIES

Properties : ProdFondCol1	Overall ,	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction	1.105e-07	1.105e-07	1.000
Temperature: (F)	534.1	534.1	534.1
Pressure: (psia)	13.00	13.00	13.00
Molar Flow (lbmole/hr)	27.09	2.994e-06	27.09
Mass Flow (lb/hr)	3147	0.0003178	3147
Liquid Volume Flow (barrel/day)	195.2	1.985e-05	195.2
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.093e+05	-1.614e+05	-2.093e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1801	-1521	-1801
Molar Entropy (Btu/lb-F)	27.20	55.32	27.20
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2341	0.5212	0.2341
Heat Flow (Btu/hr)	-5.669e+06	-0.4833	-5.669e+06
Molar Density (lbmole/ft3)	0.4359	0.001219	0.4359
Mass Density (lb/ft3)	50.64	0.1294	50.64
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	69.36	68.47	69.36
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	60.92	27.12	60.92
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5243	0.2555	0.5243
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.06141	0.006548	0.06141
Viscosity (cP)	0.2142	0.007083	0.2142
Surface Tension (dyne/cm)	29.98	LL	29.98
Molecular Weight	116.2	106.1	116.2
Z Factor	0.002797	1.000	0.002797
Properties : ProdDestCol2	Overall ,	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Temperature: (F)	499.6	499.6	499.6
Pressure: (psia)	10.00	10.00	10.00
Molar Flow (lbmole/hr)	20.53	0.0000	20.53
Mass Flow (lb/hr)	2169	0.0000	2169
Liquid Volume Flow (barrel/day)	135.6	0.0000	135.6
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.926e+05	-1.610e+05	-1.926e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1824	-1530	-1824
Molar Entropy (Btu/lb-F)	20.70	54.19	20.70
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.1959	0.5153	0.1959
Heat Flow (Btu/hr)	-3.955e+06	0.0000	-3.955e+06
Molar Density (lbmole/ft3)	0.4799	0.0009714	0.4799
Mass Density (lb/ft3)	50.70	0.1022	50.70
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	68.41	68.36	68.41
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	57.06	26.25	57.06
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5402	0.2496	0.5402
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.06390	0.006168	0.06390
Viscosity (cP)	0.2491	0.006760	0.2491
Surface Tension (dyne/cm)	38.83	LL	38.83
Molecular Weight	105.6	105.2	105.6
Z Factor	0.002024	1.000	0.002024
Properties : ProdFondCol2	Overall ,	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Temperature: (F)	671.8	671.8	671.8
Pressure: (psia)	13.00	13.00	13.00
Molar Flow (lbmole/hr)	6.560	0.0000	6.560
Mass Flow (lb/hr)	978.6	0.0000	978.6
Liquid Volume Flow (barrel/day)	59.62	0.0000	59.62
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.580e+05	-2.152e+05	-2.580e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1729	-1443	-1729
Molar Entropy (Btu/lb-F)	46.23	84.54	46.23
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3099	0.5666	0.3099
Heat Flow (Btu/hr)	-1.692e+06	0.0000	-1.692e+06
Molar Density (lbmole/ft3)	0.3221	0.001071	0.3221
Mass Density (lb/ft3)	48.05	0.1597	48.05
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	70.65	70.65	70.65
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	71.52	55.07	71.52
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4794	0.3691	0.4794
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.05300	0.01087	0.05300
Viscosity (cP)	0.1077	0.007291	0.1077
Surface Tension (dyne/cm)	11.95	LL	11.95
Molecular Weight	149.2	149.2	149.2
Z Factor	0.003324	1.000	0.003324

SUMMARY

Tray Summary

Flow Basis: Molar,	Temp. , (F) ,	Pressure , (psia) ,	Liquid , (lbmole/hr) ,	Vapour , (lbmole/hr) ,	Reflux Ratio: 2.000 Feeds , (lbmole/hr) ,	Draws , (lbmole/hr) ,	Duties (lbmole/hr) ,
(Btu/hr)							
Condenser,	499.6,	10.00,	41.06,	LL,	LL,	20.53,	L, -1.926e+06
1__Main TS,	509.5,	10.00,	36.64,	61.59,	,	,	LL
2__Main TS,	556.3,	10.33,	30.38,	57.17,	,	,	LL
3__Main TS,	606.6,	10.67,	28.95,	50.91,	,	,	LL
4__Main TS,	624.1,	11.00,	28.91,	49.48,	,	,	LL
5__Main TS,	629.0,	11.33,	51.17,	49.44,	27.09,	L,	LL
6__Main TS,	658.5,	11.67,	51.61,	44.61,	,	,	LL
7__Main TS,	665.6,	12.00,	51.79,	45.05,	,	,	LL
8__Main TS,	668.2,	12.33,	51.87,	45.24,	,	,	LL
9__Main TS,	670.1,	12.67,	51.92,	45.31,	,	,	LL
10__Main TS,	671.8,	13.00,	52.07,	45.36,	,	,	LL
Reboiler,	671.8,	13.00,	LL,	45.51,	LL,	6.560,	L, 1.947e+06

SETUP

Sub-Flowsheet

Feed Streams

Internal Stream Basis	External Stream	Transfer Basis	Product Streams	Internal Stream	External Stream	Transfer
ReheCol2 Req'd	ReheCol2 @Main	None Req'd	CondCol2	CondCol2 @Main	None	
ProdFondColl Flash	ProdFondColl @Main	P-H Flash	ProdDestCol2	ProdDestCol2 (DEA) @Main	P-H	
Flash			ProdFondCol2	ProdFondCol2 (TEA) @Main	P-H	

VARIABLES

Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source ,	Variable ,	Component ,	Description
---------------	------------	-------------	-------------

DYNAMICS

Vessel Dynamic Specifications

Vessel	Reboiler	Condenser
Diameter (ft)	3.914	3.914
Height.0 (ft)	5.871	5.871
Volume.0 (ft3)	70.63	70.63
Liquid Volume Percent (%)	50.00	50.00
Level Calculator	Horizontal cylinder	Horizontal cylinder
Fraction Calculator	Use levels and nozzles	Use levels and nozzles
Vessel Delta P (psi)	0.0000	0.0000
Fixed Vessel P Spec (psia)	13.00	10.00
Fixed P Spec Active	Not Active	Not Active

Other Equipment in Column Flowsheet

Holdup Details

	Pressure, (psia),	Volume, (ft3),	Bulk Liquid Volume (ft3)
Condenser,	0.0000,	0.0000,	LL
1__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
2__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
3__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
4__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
5__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
6__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
7__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
8__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
9__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
10__Main TS,	0.0000,	0.0000,	LL
Reboiler,	0.0000,	0.0000,	LL

TRAY by TRAY PROPERTIES TABLES

Column Temperature / Pressure Profile

Column Stage,	Temperature, (F),	Pressure (psia)
Condenser,	499.6,	10.00
1__Main TS,	509.5,	10.00
2__Main TS,	556.3,	10.33
3__Main TS,	606.6,	10.67
4__Main TS,	624.1,	11.00
5__Main TS,	629.0,	11.33
6__Main TS,	658.5,	11.67
7__Main TS,	665.6,	12.00

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
Cap_V **Ejemplo de Simulación**

8__Main TS,	668.2,	12.33
9__Main TS,	670.1,	12.67
10__Main TS,	671.8,	13.00
Reboiler,	671.8,	13.00

Column Flow Profile

Column Stage,	Vapour, (lbmole/hr),	Liquid, (lbmole/hr),	Vapour, (lb/hr),	Liquid, (lb/hr),	Vapour, (barrel/day),	Liquid (barrel/day)
Condenser,	8.003e-21,	41.06,	8.416e-19,	4338,	5.263e-20,	271.1
1__Main TS,	61.59,	36.64,	6506,	4110,	406.7,	255.6
2__Main TS,	57.17,	30.38,	6279,	3993,	391.2,	245.3
3__Main TS,	50.91,	28.95,	6162,	4122,	380.9,	251.8
4__Main TS,	49.48,	28.91,	6290,	4185,	387.4,	255.4
5__Main TS,	49.44,	51.17,	6354,	7428,	391.0,	453.3
6__Main TS,	44.61,	51.61,	6449,	7666,	393.7,	467.2
7__Main TS,	45.05,	51.79,	6688,	7722,	407.5,	470.4
8__Main TS,	45.24,	51.87,	6743,	7737,	410.8,	471.3
9__Main TS,	45.31,	51.92,	6759,	7746,	411.7,	471.9
10__Main TS,	45.36,	52.07,	6767,	7768,	412.2,	473.2
Reboiler,	45.51,	6.560,	6789,	978.6,	413.6,	59.62

Column Properties Profile

Stage,	Surface Tension, (dyne/cm),	Mole Wt., (Vapour),	Mole Wt., (Liquid),	Viscosity (Vapour), (cP),	Viscosity (Liquid) (cP)
Condenser,	38.83,	105.2,	105.6,	0.006760,	0.2491
1__Main TS,	34.54,	105.6,	112.2,	0.006843,	0.2492
2__Main TS,	22.35,	109.8,	131.4,	0.007200,	0.2154
3__Main TS,	16.04,	121.0,	142.4,	0.007412,	0.1696
4__Main TS,	14.68,	127.1,	144.8,	0.007422,	0.1514
5__Main TS,	14.37,	128.5,	145.2,	0.007434,	0.1463
6__Main TS,	12.56,	144.6,	148.5,	0.007287,	0.1197
7__Main TS,	12.21,	148.4,	149.1,	0.007251,	0.1135
8__Main TS,	12.10,	149.1,	149.2,	0.007259,	0.1111
9__Main TS,	12.02,	149.2,	149.2,	0.007275,	0.1093
10__Main TS,	11.95,	149.2,	149.2,	0.007291,	0.1077
Reboiler,	11.95,	149.2,	149.2,	0.007291,	0.1077

Stage,	Mass Density, (Vapour) (lb/ft3),	Mass Density, (Liquid) (lb/ft3),	Molar Density, (Vapour) (lbmole/ft3),	Molar Density, (Liquid) (lbmole/ft3),	Thermal Cond. (Vapour)
Condenser,	0.1022,	50.70,	0.0009714,	0.4799,	0.006168
1__Main TS,	0.1016,	51.20,	0.0009615,	0.4565,	0.006280
2__Main TS,	0.1041,	51.43,	0.0009478,	0.3913,	0.006947
3__Main TS,	0.1128,	50.30,	0.0009322,	0.3532,	0.008168
4__Main TS,	0.1202,	49.75,	0.0009458,	0.3437,	0.008769
5__Main TS,	0.1247,	49.58,	0.0009701,	0.3416,	0.008920
6__Main TS,	0.1405,	48.58,	0.0009723,	0.3271,	0.01037
7__Main TS,	0.1475,	48.32,	0.0009937,	0.3241,	0.01073
8__Main TS,	0.1519,	48.21,	0.001019,	0.3232,	0.01081
9__Main TS,	0.1559,	48.13,	0.001045,	0.3226,	0.01085
10__Main TS,	0.1597,	48.05,	0.001071,	0.3221,	0.01087
Reboiler,	0.1597,	48.05,	0.001071,	0.3221,	0.01087

Stage, (Liquid)	Thermal Cond., (Liquid) (Btu/hr-ft-F),	Heat Cap. (Vapour), (Btu/lbmole-F),	Heat Cap. (Liquid), (Btu/lbmole-F),	Heat Cap. (Vapour), (Btu/lb-F),	Heat Cap. (Btu/lb-F)
Condenser,	0.06390,	26.25,	57.06,	0.2496,	0.5402
1__Main TS,	0.06340,	26.60,	58.97,	0.2518,	0.5258
2__Main TS,	0.06073,	29.40,	64.85,	0.2678,	0.4933
3__Main TS,	0.05757,	36.54,	68.48,	0.3019,	0.4809
4__Main TS,	0.05639,	40.47,	69.39,	0.3183,	0.4794
5__Main TS,	0.05603,	41.38,	69.62,	0.3220,	0.4796
6__Main TS,	0.05402,	51.84,	70.96,	0.3586,	0.4778
7__Main TS,	0.05351,	54.43,	71.26,	0.3667,	0.4780
8__Main TS,	0.05330,	54.90,	71.37,	0.3683,	0.4784
9__Main TS,	0.05314,	55.01,	71.45,	0.3688,	0.4789
10__Main TS,	0.05300,	55.07,	71.52,	0.3691,	0.4794
Reboiler,	0.05300,	55.07,	71.52,	0.3691,	0.4794

Column Composition Profile : Vapour Mole Fractions

Tray Number	MEAmine	TEAmine	DEAmine	C2Oxide	Ammonia	H2O
Condenser	5.764e-11	0.0006490	0.9994	0.0000	3.018e-28	
1.009e-24						
1__Main TS	5.098e-12	0.01135	0.9886	0.0000	9.967e-31	
1.514e-26						
2__Main TS	2.096e-12	0.1062	0.8938	0.0000	9.967e-31	
5.576e-27						
3__Main TS	2.124e-12	0.3610	0.6390	0.0000	9.967e-31	
6.144e-27						
4__Main TS	2.159e-12	0.4994	0.5006	0.0000	9.967e-31	
6.313e-27						

5_Main TS	, 2.156e-12	, 0.5306	, 0.4694	, 0.0000	, 9.966e-31	,
6_Main TS	, 7.589e-14	, 0.8948	, 0.1052	, 0.0000	, 9.966e-31	,
5.343e-29						
7_Main TS	, 2.119e-15	, 0.9828	, 0.01719	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
8_Main TS	, 5.721e-17	, 0.9973	, 0.002666	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
9_Main TS	, 1.551e-18	, 0.9996	, 0.0004122	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
10_Main TS	, 4.247e-20	, 0.9999	, 6.392e-05	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
Reboiler	, 1.171e-21	, 1.000	, 9.809e-06	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						

Column Composition Profile : Liquid Mole Fractions

Tray Number	, MEAmine	, TEAmine	, DEAmine	, C2Oxide	, Ammonia	, H2O
Condenser	, 5.098e-12	, 0.01135	, 0.9886	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.514e-26						
1_Main TS	, 4.137e-13	, 0.1593	, 0.8407	, 0.0000	, 9.967e-31	,
2.157e-28						
2_Main TS	, 1.142e-13	, 0.5973	, 0.4027	, 0.0000	, 9.967e-31	,
6.103e-29						
3_Main TS	, 7.515e-14	, 0.8456	, 0.1544	, 0.0000	, 9.966e-31	,
4.963e-29						
4_Main TS	, 6.724e-14	, 0.8993	, 0.1007	, 0.0000	, 9.966e-31	,
4.684e-29						
5_Main TS	, 6.616e-14	, 0.9083	, 0.09171	, 0.0000	, 9.966e-31	,
4.671e-29						
6_Main TS	, 1.850e-15	, 0.9850	, 0.01501	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
7_Main TS	, 4.996e-17	, 0.9977	, 0.002328	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
8_Main TS	, 1.355e-18	, 0.9996	, 0.0003602	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
9_Main TS	, 3.711e-20	, 0.9999	, 5.601e-05	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
10_Main TS	, 1.027e-21	, 1.000	, 8.742e-06	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						
Reboiler	, 2.832e-23	, 1.000	, 1.342e-06	, 0.0000	, 9.967e-31	,
1.000e-30						

Column Heavy/Light Key Component Ratios Profile
Key Components

Light Key,	Chosen,	Heavy Key,	Chosen
MEAmine,	Off,	MEAmine,	Off
TEAmine,	Off,	TEAmine,	Off
DEAmine,	Off,	DEAmine,	Off
C2Oxide,	Off,	C2Oxide,	Off
Ammonia,	Off,	Ammonia,	Off
H2O,	Off,	H2O,	Off

Component Ratios		
Stage,	Vapour,	Liquid
Condenser,	LL,	LL
1_Main TS,	LL,	LL
2_Main TS,	LL,	LL
3_Main TS,	LL,	LL
4_Main TS,	LL,	LL
5_Main TS,	LL,	LL
6_Main TS,	LL,	LL
7_Main TS,	LL,	LL
8_Main TS,	LL,	LL
9_Main TS,	LL,	LL
10_Main TS,	LL,	LL
Reboiler,	LL,	LL

Column K-Values Profile

Tray Number	, MEAmine	, TEAmine	, DEAmine	, C2Oxide	, Ammonia	, H2O
Condenser	, 11.31	, 0.05716	, 1.011	, LL	, 302.8	, 66.61
1_Main TS	, 12.32	, 0.07126	, 1.176	, LL	, 1.000	, 70.21
2_Main TS	, 18.35	, 0.1778	, 2.219	, LL	, 1.000	, 91.36
3_Main TS	, 28.27	, 0.4269	, 4.139	, LL	, 1.000	, 123.8
4_Main TS	, 32.11	, 0.5554	, 4.972	, LL	, 1.000	, 134.8
5_Main TS	, 32.59	, 0.5842	, 5.118	, LL	, 1.000	, 135.2
6_Main TS	, 41.03	, 0.9084	, 7.010	, LL	, 1.000	, 53.43
7_Main TS	, 42.41	, 0.9851	, 7.384	, LL	, 1.000	, 1.000
8_Main TS	, 42.22	, 0.9977	, 7.400	, LL	, 1.000	, 1.000
9_Main TS	, 41.80	, 0.9996	, 7.359	, LL	, 1.000	, 1.000
10_Main TS	, 41.35	, 0.9999	, 7.311	, LL	, 1.000	, 1.000
Reboiler	, 41.35	, 1.000	, 7.312	, LL	, 1.000	, 1.000

ITEPSA,
 D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\29may00ENSAY.HSC
 Calgary, Alberta,
 CANADA,
 31 19:00:14 2000

Case Name:

Unit Set: Field

Date/Time: Thu Aug

E-100 (Heat Exchanger): Design, Worksheet, Performance, Dynamics

Heat Exchanger: E-100,

CONNECTIONS

Tube Side			Shell Side		
Inlet		Outlet		Inlet	Outlet
Name	FondV100_b	Name	FondV100c	Name	AGCALEE100
AGCALEE100SAL					
From Op.	P-100 Pump	To Op.	T100 Distillation	From Op.	To Op.
Temp	80.02 F	Temp	529.90 F	Temp	529.90 F
PARAMETERS					443.35 F

Exchanger Design (End Point)

Tube Side DeltaP: 5.000 psi, Shell Side DeltaP: 5.000 psi, Passes: Counter Current
 UA: 2.500e+06 Btu/F-hr, Tolerance: 1.0000e-04, SPECS

	Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
Heat Balance	0.0000 Btu/hr	2.669e-07 Btu/hr	-7.822e-11	On	Off
UA	2.500e+06 Btu/F-hr	4.923e+05 Btu/F-hr	1059	On	Off

Detailed Specifications

Heat Balance
 Type: Duty, Pass: Error, Spec Value: 0.0000 Btu/hr
 UA
 Type: UA, Pass: Overall, Spec Value: 2.500e+06 Btu/F-hr

PROPERTIES

FondV100_b

	Overall	Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	80.02	80.02
Pressure: (psia)	27.00	27.00
Molar Flow (lbmole/hr)	579.9	579.9
Mass Flow (lb/hr)	1.473e+04	1.473e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1043	1043
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.148e+05	-1.148e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-4519	-4519
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	5.415	5.415
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2132	0.2132
Heat Flow (Btu/hr)	-6.656e+07	-6.656e+07
Molar Density (lbmole/ft3)	2.318	2.318
Mass Density (lb/ft3)	58.87	58.87
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	59.49	59.49
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	21.80	21.80
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8583	0.8583
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.3051	0.3051
Viscosity (cP)	1.963	1.963
Surface Tension (dyne/cm)	64.68	64.68
Molecular Weight	25.40	25.40
Z Factor	0.002011	0.002011

	Overall	Vapour Phase
Vapour/Phase Fraction	1.000	1.000
Temperature: (F)	529.9	529.9
Pressure: (psia)	22.00	22.00

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
Cap_V Ejemplo de Simulación

```

Molar Flow (lbmole/hr)      , 579.9      , 579.9      ,
Mass Flow (lb/hr)          , 1.473e+04 , 1.473e+04 ,
Liquid Volume Flow (barrel/day) , 1043      , 1043      ,
Molar Enthalpy (Btu/lbmole) , -9.064e+04 , -9.064e+04 ,
Mass Enthalpy (Btu/lb)     , -3569     , -3569     ,
Molar Entropy (Btu/lbmole-F) , 42.05     , 42.05     ,
Mass Entropy (Btu/lb-F)    , 1.656     , 1.656     ,
Heat Flow (Btu/hr)        , -5.256e+07 , -5.256e+07 ,
Molar Density (lbmole/ft3) , 0.002072  , 0.002072  ,
Mass Density (lb/ft3)     , 0.05262   , 0.05262   ,
Std Liquid Mass Density (lb/ft3) , LL        , 59.49     ,
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F) , 11.40     , 11.40     ,
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F) , 0.4491    , 0.4491    ,
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F) , 0.02327   , 0.02327   ,
Viscosity (cP)            , 0.01513   , 0.01513   ,
Surface Tension (dyne/cm) , LL        , LL        ,
Molecular Weight          , 25.40     , 25.40     ,
Z Factor                  , 1.000     , 1.000     ,
AGCALEE100

,
Overall , Vapour Phase
Vapour/Phase Fraction , 1.000 , 1.000
Temperature: (F)      , 529.9 , 529.9
Pressure: (psia)      , 400.0 , 400.0
Molar Flow (lbmole/hr) , 2775  , 2775
Mass Flow (lb/hr)     , 5.000e+04 , 5.000e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day) , 3431  , 3431
Molar Enthalpy (Btu/lbmole) , -1.007e+05 , -1.007e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)     , -5587  , -5587
Molar Entropy (Btu/lbmole-F) , 27.93  , 27.93
Mass Entropy (Btu/lb-F)    , 1.550  , 1.550
Heat Flow (Btu/hr)       , -2.794e+08 , -2.794e+08
Molar Density (lbmole/ft3) , 0.03767 , 0.03767
Mass Density (lb/ft3)     , 0.6786 , 0.6786
Std Liquid Mass Density (lb/ft3) , LL     , 63.33
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F) , 11.56  , 11.56
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F) , 0.6419 , 0.6419
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F) , 0.02607 , 0.02607
Viscosity (cP)           , 0.01903 , 0.01903
Surface Tension (dyne/cm) , LL     , LL
Molecular Weight         , 18.02  , 18.02
Z Factor                 , 1.000  , 1.000
AGCALEE100SAL

,
Overall , Vapour Phase , Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction , 0.7251 , 0.7251 , 0.2749
Temperature: (F)      , 443.3  , 443.3  , 443.3
Pressure: (psia)      , 395.0  , 395.0  , 395.0
Molar Flow (lbmole/hr) , 2775   , 2012   , 763.0
Mass Flow (lb/hr)     , 5.000e+04 , 3.625e+04 , 1.375e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day) , 3431   , 2487   , 943.1
Molar Enthalpy (Btu/lbmole) , -1.057e+05 , -1.018e+05 , -1.160e+05
Mass Enthalpy (Btu/lb)     , -5867  , -5651  , -6436
Molar Entropy (Btu/lbmole-F) , 22.52  , 26.82  , 11.18
Mass Entropy (Btu/lb-F)    , 1.250  , 1.489  , 0.6204
Heat Flow (Btu/hr)       , -2.934e+08 , -2.049e+08 , -8.848e+07
Molar Density (lbmole/ft3) , 0.05591 , 0.04076 , 2.848
Mass Density (lb/ft3)     , 1.007  , 0.7343 , 51.30
Std Liquid Mass Density (lb/ft3) , LL     , 63.33  , 63.33
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F) , 17.33  , 16.27  , 20.12
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F) , 0.9620 , 0.9033 , 1.117
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F) , LL     , 0.02075 , 0.3699
Viscosity (cP)           , LL     , 0.01665 , 0.1169
Surface Tension (dyne/cm) , LL     , LL     , 31.22
Molecular Weight         , 18.02  , 18.02  , 18.02
Z Factor                 , LL     , 1.000  , 0.01431
Stream Properties

, FondV100_b , FondV100c , AGCALEE100 , AGCALEE100SAL
Vapour Fraction , 0.0000 , 1.000 , 1.000 , 0.7251
Temperature     , 80.02  , 529.9 , 529.9 , 443.3
Pressure        , 27.00  , 22.00 , 400.0 , 395.0
Enthalpy        , -1.148e+05 , -9.064e+04 , -1.007e+05 , -1.057e+05
Molar Flow      , 579.9  , 579.9 , 2775  , 2775
MassFlow        , 1.473e+04 , 1.473e+04 , 5.000e+04 , 5.000e+04
Liquid Volume Flow , 1043   , 1043  , 3431  , 3431
HeatFlow        , -6.656e+07 , -5.256e+07 , -2.794e+08 , -2.934e+08
DETAILS

```

Overall/Detailed Performance

Duty: 1.400e+07 Btu/hr , UA: 4.923e+05 Btu/F-hr , UA Curv. Error: 0.0000 Btu/F-hr , Ft Factor: 1.000

Heat Leak: 0.0000 Btu/hr , Min. Approach: 0.001027 F , Hot Pinch Temp: 529.9 F , Uncorrected Lmted: 28.44 F
 Heat Loss: 0.0000 Btu/hr , Lmted: 28.44 F , Cold Pinch Temp: 529.9 F
 TABLES

Shell Side

Temperature, (F),	Pressure, (psia),	Heat Flow, (Btu/hr),	Enthalpy, (Btu/lbmole),	UA, (Btu/F-hr),	Molar Vap Frac,	Mass Vap Frac
443.35,	395.00,	0.00,	-105697.48,	0.00,	0.7251,	0.7251
444.29,	398.86,	10796834.63,	-101807.40,	492330.95,	1.0000,	1.0000

Temperature, (F),	Pressure, (psia),	Heat Flow, (Btu/hr),	Enthalpy, (Btu/lbmole),	UA, (Btu/F-hr),	Molar Vap Frac,	Mass Vap Frac
80.02,	27.00,	0.00,	-114780.10,	0.00,	0.0000,	0.0000
84.53,	26.98,	57640.83,	-114680.70,	0.00,	0.0000,	0.0000

DYNAMICS

Basic Model

Model Parameters

Tube Volume (ft3)	, 3.531	, Shell UA (lb/hr)	, LL
Shell Volume (ft3)	, 3.531	, Tube UA (lb/hr)	, LL
Elevation (ft)	, 0.0000	, Minimum Flow Scale Factor	, LL
Overall UA (Btu/F-hr)	, 2.500e+06		

Summary

Shell Duty: LL, Tube Duty: LL
 Pressure Flow Specifications

Shell Side Specification

Delta P (psi), Tube Side Specifications	LL,	Not Active, k ,	lb/s/sqrt (psia-lb/ft3), 0.0000,	Not Active
Delta P (psi), Holdup	LL,	Not Active, k ,	lb/s/sqrt (psia-lb/ft3), 0.0000,	Not Active

Shell Holdup

Phase,	Accumulation,	Moles,	Volume
,	,	,	
Tube Holdup	,	,	
Phase,	Accumulation,	Moles,	Volume
,	,	,	
,	,	,	

, ITEPSA,
 D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
 , Calgary, Alberta,
 , CANADA,
 ,
 ,
 30 15:08:21 2000

Case Name:
 Unit Set: Field
 Date/Time: Sun Apr

P-100 (Pump): Design, Rating, Worksheet, Performance, Dynamics

Pump: P-100,
 ,
 ,

CONNECTIONS

Inlet Stream

Stream Name ,	From Unit Operation
FondV100,	V-100 Separator
Outlet Stream	

Stream Name ,	To Unit Operation
FondV100_b,	E-100 Heater
Energy Stream	

Stream Name ,	From Unit Operation
b100,	
PARAMETERS	

Adiabatic Efficiency (%): 75.00,	Delta P: 2.000 psi,	Energy: 123.4 Btu/hr
CURVES		

Delta P: 2.000 psi,	Energy: 123.4 Btu/hr		
Coefficient A: 0.0000,	Coefficient B: 0.0000,	Coefficient C: 0.0000	
Parameter Preferences ,	Units for Delta P: ft,	Flow Basis ActVolFlow,	Units for Flow: barrel/day
User Variables			

NPSH

NPSH Required LL,	NPSH Available LL
NPSH Curves	

PROPERTIES

	, FondV100	, FondV100_b
Vapour Fraction	, 0.0000	, 0.0000
Temperature (F)	, 80.01	, 80.02
Pressure (psia)	, 25.00	, 27.00
Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.148e+05	, -1.148e+05
Molar Flow (lbmole/hr)	, 579.9	, 579.9
MassFlow (lb/hr)	, 1.473e+04	, 1.473e+04
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 1043	, 1043
HeatFlow (Btu/hr)	, -6.656e+07	, -6.656e+07
FondV100		

	Overall ,	Vapour Phase	, Aqueous Phase	
Vapour/Phase Fraction	, 0.0000	, 0.0000	, 1.000	
Temperature: (F)	, 80.01	, 80.01	, 80.01	
Pressure: (psia)	, 25.00	, 25.00	, 25.00	
Molar Flow (lbmole/hr)	, 579.9	, 0.0000	, 579.9	
Mass Flow (lb/hr)	, 1.473e+04	, 0.0000	, 1.473e+04	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 1043	, 0.0000	, 1043	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.148e+05	, -2.097e+04	, -1.148e+05	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -4519	, 1230	, -4519	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 5.377	, 48.89	, 5.377	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.2117	, 2.868	, 0.2117	
Heat Flow (Btu/hr)	, -6.656e+07	, 0.0000	, -6.656e+07	
Molar Density (lbmole/ft3)	, 2.318	, 0.004317	, 2.318	
Mass Density (lb/ft3)	, 58.87	, 0.07359	, 58.87	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, 59.49	, 38.50	, 59.49	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 21.80	, 8.528	, 21.80	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 0.8583	, 0.5003	, 0.8583	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.3051	, 0.01543	, 0.3051	
Viscosity (cP)	, 1.963	, 0.008394	, 1.963	
Surface Tension (dyne/cm)	, 64.68	, LL	, 64.68	

Molecular Weight	, 25.40	, 17.05	, 25.40	,
Z Factor	, 0.001862	, 1.000	, 0.001862	,
FondV100_b				,
	Overall ,	Aqueous Phase		
Vapour/Phase Fraction	, 0.0000	, 1.000		
Temperature: (F)	, 80.02	, 80.02		
Pressure: (psia)	, 27.00	, 27.00		
Molar Flow (lbmole/hr)	, 579.9	, 579.9		
Mass Flow (lb/hr)	, 1.473e+04	, 1.473e+04		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 1043	, 1043		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.148e+05	, -1.148e+05		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -4519	, -4519		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	, 5.415	, 5.415		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.2132	, 0.2132		
Heat Flow (Btu/hr)	, -6.656e+07	, -6.656e+07		
Molar Density (lbmole/ft3)	, 2.318	, 2.318		
Mass Density (lb/ft3)	, 58.87	, 58.87		
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, 59.49	, 59.49		
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 21.80	, 21.80		
Mass Heat Capacity	, 0.8583	, 0.8583		
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.3051	, 0.3051		
Viscosity (cP)	, 1.963	, 1.963		
Surface Tension (dyne/cm)	, 64.68	, 64.68		
Molecular Weight	, 25.40	, 25.40		
Z Factor	, 0.002011	, 0.002011		

PERFORMANCE

Results

Total Head LL , Velocity Head -1.141e-06 ft
 Pressure Head 4.892 ft , Delta P excluding Static Head Results LL

DYNAMICS

Dynamic Specifications

Duty (ft)	, LL	, Not Active	, Power (Btu/hr)	, 123.4
Not Active				
Adiabatic Efficiency (per min)	, LL	, Not Active	, Capacity (barrel/day)	, 1043
Polytropic Efficiency (%)	, 75.00	, Active	, Use Characteristic Curves	
Not Active				
Pressure Increase (psi)	, 2.000	, Active	, Pump is Acting as a Turbine	
Not Active				

, ITEPSA,
D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\1130ABR00.hsc
, Calgary, Alberta,
, CANADA,
, ,
, ,
30 14:43:19 2000

Case Name:

Unit Set: Field

Date/Time: Sun Apr

MIX-100 (Mixer): Design, Worksheet, Dynamics

Mixer: MIX-100,
CONNECTIONS
Inlet Stream
STREAM NAME , FROM UNIT OPERATION
ProdDestCol4 (H2O), T100 Distillation
NH3ARECIRC, TEE-100 Tee
Outlet Stream

STREAM NAME , TO UNIT OPERATION
RECIRCAMONIA,
PARAMETERS
User Variables

PROPERTIES
Outlet Stream Properties

		RECIRCAMONIA			
Vapour Fraction	, 0.02162				
Temperature (F)	, 40.93				
Pressure (psia)	, 18.00				
Molar Flow (lbmole/hr)	, 525.0				
MassFlow (lb/hr)	, 9387				
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 708.3				
Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.073e+05				
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -6001				
Entropy (Btu/lbmole-F)	, 6.747				
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.3774				
HeatFlow (Btu/hr)	, -5.634e+07				
Molar Density (lbmole/ft3)	, 0.1481				
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	, LL				
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 18.08				
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 1.011				
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, LL				
Viscosity (cP)	, LL				
Surface Tension (dyne/cm)	, LL				
Molecular Weight	, 17.88				
Z Factor	, LL				

		ProdDestCol4 (H2O)	NH3ARECIRC		
Vapour Fraction	, 8.070e-06		1.000		
Temperature (F)	, 40.73		80.01		
Pressure (psia)	, 18.00		25.00		
Molar Flow (lbmole/hr)	, 514.0		11.04		
MassFlow (lb/hr)	, 9199		188.2		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	, 687.5		20.79		
Enthalpy (Btu/lbmole)	, -1.092e+05		-2.097e+04		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	, -6099		-1230		
Entropy (Btu/lbmole-F)	, 5.831		48.89		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	, 0.3258		2.868		
HeatFlow (Btu/hr)	, -5.610e+07		-2.316e+05		
Molar Density (lbmole/ft3)	, 3.270		0.004317		
Std Liq Mass Density (lb/ft3)	, LL		LL		
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	, 18.30		8.528		
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	, 1.022		0.5003		
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	, 0.3300		0.01543		
Viscosity (cP)	, 0.9742		0.008394		
Surface Tension (dyne/cm)	, 68.77		LL		
Molecular Weight	, 17.90		17.05		
Z Factor	, LL		1.000		

DYNAMICS
Pressure Specification: Set Outlet to Lowest Inlet

Especificacion De Corrientes

ITEPSA, D: \Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC Calgary, Alberta, CANADA, 29 22:10:37 2000	Case Name: Unit Set: Field Date/Time: Mon May
--	---

ProdDestColl(MEA) (Material Stream): Worksheet, Attachments, Dynamics, User Variables

Material Stream: ProdDestColl(MEA),	Fluid Package: Basis-1
CONDITIONS	Property Package: UNIQUAC

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	317.7	317.7
Pressure: (psia)	10.00	10.00
Molar Flow (lbmole/hr)	38.80	38.80
Mass Flow (lb/hr)	2381	2381
Liquid Volume Flow (barrel/day)	160.2	160.2
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.038e+05	-1.038e+05
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	26.22	26.22
Heat Flow (Btu/hr)	-4.027e+06	-4.027e+06
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	160.2	160.2

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	317.7	317.7
Pressure: (psia)	10.00	10.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	194.3	194.3
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1691	-1691
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4273	0.4273
Molecular Weight	61.37	61.37
Molar Density (lbmole/ft3)	0.8538	0.8538
Mass Density (lb/ft3)	52.40	52.40
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	63.54	63.54
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	52.45	52.45
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8547	0.8547
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.08443	0.08443
Viscosity (cP)	1.445	1.445
Surface Tension (dyne/cm)	26.31	26.31
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	52.45	52.45
Z Factor	0.001404	0.001404
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.000
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.000
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.000
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.171	1.171
Actual Gas Flow (ACFM)	LL	LL
Actual Liquid Flow (USGPM)	5.666	5.666
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.3534	0.3534
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	160.2	160.2
Watson K	9.102	9.102
Kinematic Viscosity (cSt)	1.722	1.722
Cp/Cv	1.039	1.039
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	LL	LL
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	LL	LL
Liquid Fraction	1.000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000

COMPOSITION

Overall Phase	Vapour Fraction 0.0000					
COMPONENTS,	MOLAR FLOW,	MOLE FRACTION,	MASS FLOW,	MASS FRACTION,	LIQUID VOLUME,	LIQUID VOLUME
	(lbmole/hr),		(lb/hr),		FLOW (barrel/day),	FRACTION
MEAmine,	38.55,	0.9935,	2355,	0.9889,	158.5,	0.9897
TEAmine,	2.618e-16,	6.748e-18,	3.906e-14,	1.640e-17,	2.379e-15,	1.485e-17
DEAmine,	0.2520,	0.006494,	26.49,	0.01113,	1.657,	0.01034

MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)
Cap_V Ejemplo de Simulación

C2Oxide,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Ammonia,	9.786e-15,	2.522e-16,	1.667e-13,	6.999e-17,	1.852e-14,	1.156e-16
H2O,	0.0001263,	3.256e-06,	0.002276,	9.559e-07,	0.0001562,	9.748e-07
Total ,	38.80,	1.0000 ,	2381,	1.0000 ,	160.2,	1.0000
Liquid Phase,						Phase Fraction 1.000
COMPONENTS,	MOLAR FLOW,	MOLE FRACTION,	MASS FLOW,	MASS FRACTION,	LIQUID VOLUME,	LIQUID VOLUME
	(lbmole/hr),	,	(lb/hr),	,	FLOW	FRACTION
					(barrel/day),	
MEAmine,	38.55,	0.9935,	2355,	0.9889,	158.5,	0.9897
TEAmine,	2.618e-16,	6.748e-18,	3.906e-14,	1.640e-17,	2.379e-15,	1.485e-17
DEAmine,	0.2520,	0.006494,	26.49,	0.01113,	1.657,	0.01034
C2Oxide,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Ammonia,	9.786e-15,	2.522e-16,	1.667e-13,	6.999e-17,	1.852e-14,	1.156e-16
H2O,	0.0001263,	3.256e-06,	0.002276,	9.559e-07,	0.0001562,	9.748e-07
Total ,	38.80,	1.0000 ,	2381,	1.0000 ,	160.2,	1.0000
K VALUE						

COMPONENTS,	MIXED,	LIGHT,	HEAVY
MEAmine,	0.0000,	0.0000,	LL
TEAmine,	LL,	LL,	LL
DEAmine,	0.0000,	0.0000,	LL
C2Oxide,	LL,	LL,	LL
Ammonia,	LL,	LL,	LL
H2O,	0.0000,	0.0000,	LL

UNIT OPERATIONS
 FEED TO , PRODUCT FROM , LOGICAL CONNECTION
 Tank: TK-102 , Distillation: T-101 ,
 UTILITIES ,

(No utilities reference this stream)
 DYNAMICS

Pressure Specification (Inactive):, 10.00 psia,
 Flow Specification (Inactive), Molar: 38.80 lbmole/hr, Mass: 2381 lb/hr, Liquid Volume: 160.2
 barrel/day
 User Variables

 Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

, ITEPSA,
 D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC
 , Calgary, Alberta,
 , CANADA,
 ,
 ,
 29 22:09:53 2000

Case Name:
 Unit Set: Field
 Date/Time: Mon May

ProdDestCol2 (DEA) (Material Stream): Worksheet, Attachments, Dynamics, User Variables

Material Stream: ProdDestCol2 (DEA),
 ,
 CONDITIONS

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: UNIQUAC

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	499.6	499.6
Pressure: (psia)	10.00	10.00
Molar Flow (lbmole/hr)	20.53	20.53
Mass Flow (lb/hr)	2169	2169
Liquid Volume Flow (barrel/day)	135.6	135.6
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.926e+05	-1.926e+05
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	20.70	20.70
Heat Flow (Btu/hr)	-3.955e+06	-3.955e+06
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	135.5	135.5

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	499.6	499.6
Pressure: (psia)	10.00	10.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	182.9	182.9
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1824	-1824
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.1959	0.1959
Molecular Weight	105.6	105.6
Molar Density (lbmole/ft3)	0.4799	0.4799
Mass Density (lb/ft3)	50.70	50.70
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	68.41	68.41
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	57.06	57.06
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5402	0.5402
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.06390	0.06390
Viscosity (cP)	0.2491	0.2491
Surface Tension (dyne/cm)	38.83	38.83
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	57.06	57.06
Z Factor	0.002024	0.002024
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.000
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.000
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.000
Molar Volume (ft3/lbmole)	2.084	2.084
Actual Gas Flow (ACFM)	LL	LL
Actual Liquid Flow (USGPM)	5.334	5.334
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.1870	0.1870
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	135.5	135.5
Watson K	9.043	9.043
Kinematic Viscosity (cSt)	0.3068	0.3068
Cp/Cv	1.036	1.036
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	LL	LL
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	LL	LL
Liquid Fraction	1.000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000

Overall Phase ,

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS,	MOLAR FLOW, (lbmole/hr),	MOLE FRACTION,	MASS FLOW, (lb/hr),	MASS FRACTION,	LIQUID VOLUME, FLOW (barrel/day),	LIQUID VOLUME FRACTION
MEAmine,	1.047e-10,	5.098e-12,	6.393e-09,	2.948e-12,	4.305e-10,	3.175e-12
TEAmine,	0.2331,	0.01135,	34.77,	0.01603,	2.118,	0.01563
DEAmine,	20.30,	0.9886,	2134,	0.9840,	133.4,	0.9844
C2Oxide,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Ammonia,	-3.964e-46,	-1.931e-47,	-6.751e-45,	-3.113e-48,	-7.503e-46,	-5.535e-48
H2O,	3.109e-25,	1.514e-26,	5.601e-24,	2.583e-27,	3.843e-25,	2.835e-27

Total ,	20.53,	1.0000 ,	2169,	1.0000 ,	135.6,	1.0000
Liquid Phase,						Phase Fraction 1.000
COMPONENTS,	MOLAR FLOW,	MOLE FRACTION,	MASS FLOW,	MASS FRACTION,	LIQUID VOLUME,	LIQUID VOLUME
	(lbmole/hr),		(lb/hr),		FLOW (barrel/day),	FRACTION
MEAmine,	1.047e-10,	5.098e-12,	6.393e-09,	2.948e-12,	4.305e-10,	3.175e-12
TEAmine,	0.2331,	0.01135,	34.77,	0.01603,	2.118,	0.01563
DEAmine,	20.30,	0.9886,	2134,	0.9840,	133.4,	0.9844
C2Oxide,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Ammonia,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000
H2O,	3.109e-25,	1.514e-26,	5.601e-24,	2.583e-27,	3.843e-25,	2.835e-27
Total ,	20.53,	1.0000 ,	2169,	1.0000 ,	135.6,	1.0000

COMPONENTS,	MIXED,	LIGHT,	HEAVY
MEAmine,	0.0000,	0.0000,	LL
TEAmine,	0.0000,	0.0000,	LL
DEAmine,	0.0000,	0.0000,	LL
C2Oxide,	LL,	LL,	LL
Ammonia,	LL,	LL,	LL
H2O,	LL,	LL,	LL

UNIT OPERATIONS

FEED TO , PRODUCT FROM , LOGICAL CONNECTION
 Tank: TK-103 , Distillation: T-102 ,

UTILITIES

(No utilities reference this stream)
 DYNAMICS

Pressure Specification (Inactive):, 10.00 psia,
 Flow Specification (Inactive), Molar: 20.53 lbmole/hr, Mass: 2169 lb/hr, Liquid Volume: 135.6
 barrel/day
 User Variables

Hyprotech Ltd. , HYSYS.Process v2.1.1 (Build 3198),

ITEPSA,
 D:\Hyprotech\HYSYS.Process\CASES\09may00.HSC
 Calgary, Alberta,
 CANADA,
 29 22:08:17 2000

Case Name:
 Unit Set: Field
 Date/Time: Mon May

ProdFondCol2 (TEA) (Material Stream): Worksheet, Attachments, Dynamics, User Variables

Material Stream: ProdFondCol2(TEA),
 CONDITIONS

Fluid Package: Basis-1
 Property Package: UNIQUAC

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	671.8	671.8
Pressure: (psia)	13.00	13.00
Molar Flow (lbmole/hr)	6.560	6.560
Mass Flow (lb/hr)	978.6	978.6
Liquid Volume Flow (barrel/day)	59.62	59.62
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.580e+05	-2.580e+05
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	46.23	46.23
Heat Flow (Btu/hr)	-1.692e+06	-1.692e+06
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	59.21	59.21

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.000
Temperature: (F)	671.8	671.8
Pressure: (psia)	13.00	13.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	87.06	87.06
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1729	-1729
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3099	0.3099
Molecular Weight	149.2	149.2
Molar Density (lbmole/ft3)	0.3221	0.3221
Mass Density (lb/ft3)	48.05	48.05
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	70.65	70.65
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	71.52	71.52
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4794	0.4794
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	0.05300	0.05300
Viscosity (cP)	0.1077	0.1077
Surface Tension (dyne/cm)	11.95	11.95
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	71.52	71.52
Z Factor	0.003324	0.003324
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.000
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.000
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.000
Molar Volume (ft3/lbmole)	3.105	3.105
Actual Gas Flow (ACFM)	LL	LL
Actual Liquid Flow (USGPM)	2.539	2.539
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.05974	0.05974
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	59.21	59.21
Watson K	9.274	9.274
Kinematic Viscosity (cSt)	0.1399	0.1399
Cp/Cv	1.029	1.029
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	LL	LL
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	LL	LL
Liquid Fraction	1.000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000

Overall Phase ,

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS,	MOLAR FLOW, (lbmole/hr),	MOLE FRACTION,	MASS FLOW, (lb/hr),	MASS FRACTION,	LIQUID VOLUME, FLOW (barrel/day),	LIQUID VOLUME FRACTION
MEAmine,	1.858e-22,	2.832e-23,	1.135e-20,	1.160e-23,	7.641e-22,	1.282e-23
TEAmine,	6.560,	1.000,	978.6,	1.000,	59.62,	1.000
DEAmine,	8.800e-06,	1.342e-06,	0.0009253,	9.455e-07,	5.786e-05,	9.705e-07
C2Oxide,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000,	0.0000
Ammonia,	3.719e-46,	5.669e-47,	6.333e-45,	6.471e-48,	7.039e-46,	1.181e-47
H2O,	6.560e-30,	1.000e-30,	1.182e-28,	1.208e-31,	8.108e-30,	1.360e-31

```

Total ,          6.560,          1.0000 ,          978.6,          1.0000 ,          59.62,          1.0000
Liquid Phase,                                     Phase Fraction 1.000
,
COMPONENTS,          MOLAR FLOW,          MOLE FRACTION,          MASS FLOW,          MASS FRACTION,          LIQUID VOLUME,          LIQUID VOLUME
          (lbmole/hr),          ,          (lb/hr),          ,          FLOW (barrel/day),          FRACTION
MEAmine,          1.858e-22,          2.832e-23,          1.135e-20,          1.160e-23,          7.641e-22,          1.282e-23
TEAmine,          6.560,          1.000,          978.6,          1.000,          59.62,          1.000
DEAmine,          8.800e-06,          1.342e-06,          0.0009253,          9.455e-07,          5.786e-05,          9.705e-07
C2Oxide,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000
Ammonia,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000,          0.0000
H2O,          6.560e-30,          1.000e-30,          1.182e-28,          1.208e-31,          8.108e-30,          1.360e 31
Total ,          6.560,          1.0000 ,          978.6,          1.0000 ,          59.62,          1.0000
K VALUE
    
```

```

COMPONENTS,          MIXED,          LIGHT,          HEAVY
MEAmine,          LL,          LL,          LL
TEAmine,          0.0000,          0.0000,          LL
DEAmine,          0.0000,          0.0000,          LL
C2Oxide,          LL,          LL,          LL
Ammonia,          LL,          LL,          LL
H2O,          LL,          LL,          LL
    
```

UNIT OPERATIONS

```

FEED TO          ,          PRODUCT FROM          ,          LOGICAL CONNECTION
Tank: TK-104          ,          Distillation: T-102          ,
UTILITIES
    
```

(No utilities reference this stream)
DYNAMICS

```

Pressure Specification (Inactive):, 13.00 psia,
Flow Specification (Inactive), Molar: 6.560 lbmole/hr,          Mass: 978.6 lb/hr,          Liquid Volume: 59.62
barrel/day
User Variables
    
```

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

CONCLUSIONES

**FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES**

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES.

El Instituto de Administración de Proyectos (Project Management Institute PMI) como órgano rector y líder sobre la administración de proyectos a nivel mundial, se ha encargado de sentar las bases, de manera exhaustiva, para la **administración** de costo, tiempo y calidad en la ejecución y desarrollo de proyectos de ingeniería, procura y construcción, sin embargo, el desarrollo no administrativo o técnico propiamente dicho, de cada una de estas etapas y particularmente de la ingeniería, no está contemplado ya que se asume que las firmas de ingeniería y construcción ya cuentan con sus métodos para hacerlo.

Al observar las formas de trabajo de diversas firmas de ingeniería tanto mexicanas como extranjeras, es posible percatarse de la falta de una metodología formal que permita el desarrollo de la ingeniería de manera integral y concurrente.

Aportaciones de la Tesis

El presente trabajo cubre un hueco considerado per-se fuera de los alcances del PMI en su PMBOK (Project Management Body Of Knowledge) y complementa, en consecuencia, esta documentación al **establecer una metodología para el desarrollo de ingeniería** vinculando las especialidades entre sí y vinculando asimismo la ingeniería a la construcción a través del modelo tridimensional inteligente .

Tener una visión integral de un proyecto implica contar con un conocimiento adecuado de la ingeniería básica y de detalle ya que los procesos de procura de equipo y materiales, la construcción, y finalmente la puesta en marcha, se basan precisamente en la ingeniería.

Se ha presentado una exposición del alcance de la ingeniería básica y de detalle siguiendo un nuevo orden con el objeto de cambiar de una secuencia tradicional a un orden formal y teórico: Transferencia de masa, reacciones, transferencia de calor, transferencia de momentum, termodinámica.

Atendiendo a las características de cada proyecto el alcance de la ingeniería puede variar sin embargo, lo que se ha presentado corresponde a la parte sustantiva de los proyectos de diseño y construcción de plantas de la industria

petrolera y de proceso en general y constituye una **Guía Mínima** que aporta los siguientes

Beneficios:

- Guía de requerimientos mínimos para el desarrollo de ingeniería básica y de detalle con una óptica formal evitando incurrir en omisiones.
- Guía de requerimientos mínimos para el desarrollo de simulaciones sistematizadas de equipos de proceso utilizando algoritmos teóricos de vanguardia y bases de datos extensas de propiedades de una gran cantidad de compuestos apoyados en herramientas modernas de simulación.
- Reducción del tiempo de desarrollo de los documentos de ingeniería, eliminando errores y permitiendo efectuar cambios con extrema facilidad, mismos que repercuten en las especialidades relacionadas.
- Reducción de tiempos al permitir trabajar de manera simultánea a las diversas especialidades de la ingeniería.
- Establecimiento de vínculos electrónicos con el modelo tridimensional inteligente para obtener una visión anticipada de la construcción.
- Creación de un sistema de trabajo que permita a las empresas economizar costo y tiempo garantizando al mismo tiempo, una calidad en la ingeniería y construcción de sus plantas.
- Facilitar la preparación de personal que constituya la plantilla de ingenieros de diseño, reduciendo la curva de aprendizaje y homogeneizando y normalizando el conocimiento teórico.

Características de la Tesis

El uso de herramientas modernas de simulación permitió disponer de una gran cantidad de información sobre modelos y bases de datos de propiedades físicas y químicas de una gran diversidad de compuestos, además de las técnicas numéricas de vanguardia en la resolución de problemas de proceso propios del software.

El proceso de desarrollo de ingeniería, en este documento, se estableció propiamente en lo que se ha denominado "**esquemas de entrada**", "**simulación sistemática**" y "**esquemas de salida**".

Se prestó especial atención a documentos como la descripción del proceso, diagrama de flujo de proceso (DFP), balance de materia y energía (BME), diagrama de tubería e instrumentación (DTI), plano de localización general (PLG) y arreglo de equipo (Lay Out).

De vital importancia para el alcance de los objetivos planteados en un proyecto es el vínculo entre la ingeniería y la construcción por lo que el presente trabajo se ha enfocado precisamente a establecer ese vínculo entre la fase de ingeniería y construcción de plantas de proceso proponiendo formas para ligar los resultados mediante documentos de ingeniería y bases de datos relacionales en formatos DBF para ser integrados a modelos tridimensionales inteligentes, que son una representación virtual anticipada de la construcción.

Por otro lado, debido a la complejidad inherente de los modelos se ha procurado cubrir los aspectos teóricos de mayor relevancia en un lenguaje ad-oc a los requerimientos específicos de la metodología de simulación de procesos en el entorno de la ingeniería integral y concurrente.

Se han incluido aspectos teóricos sobre fenómenos de transporte tales como transferencia de masa, calor y momentum, también han sido incluidos aspectos sobre reacciones, cinética química y termodinámica. Todos estos temas siempre expuestos bajo la óptica de simulación de procesos. En ocasiones no se pudo evitar incursionar en detalles teóricos que por su importancia deben ser analizados para un cabal entendimiento de las simulaciones de proceso y una mejor interpretación de resultados.

Esta perspectiva formal de la ingeniería ha permitido ejemplificar simulaciones de equipos representativos de cada rama, como equipos tipo, evitando tener que desarrollar ejemplos para todos y cada uno de los equipos que representan las diferentes operaciones unitarias en un proceso.

Un desarrollo completo de los modelos y sus teorías pueden ser consultados en la bibliografía dedicada especialmente para tal fin.

Esperando hacer una aportación en la optimización del diseño y construcción de plantas de proceso, se presenta este trabajo que pone la ingeniería integral y concurrente como herramienta capaz de anticiparse a posibles problemas al sentar los requerimientos mínimos para el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle, llevar a cabo el desarrollo de la misma mediante simulaciones sistematizadas y estrechar los vínculos entre esta

etapa del proyecto y construcción a través de bases de datos relacionales con ayuda de las herramientas de integración del modelo tridimensional inteligente, optimizando costos¹ y tiempos de ejecución.

Así la ingeniería intergal y concurrente se perfila como una herramienta comprometida con la calidad de la ingeniería misma, la procura de equipo y materiales, la construcción y puesta en marcha de las plantas de proceso.

¹ Una ejecución óptima de todas y cada una de las etapas de desarrollo de un proyecto puede ser alcanzada si existe, por un lado, una metodología de desarrollo y por el otro una metodología de administración de las siguientes variables: calidad, tiempo y costo. Comprometida con un desarrollo de ingeniería se encuentra la ingeniería integral y concurrente al tiempo que sirve de base para la administración de la calidad, en tanto que con el costo y tiempo, están comprometidas las conocidas herramientas que permiten conjugar de manera integral el tiempo y costo mediante el manejo de redes de actividades con rutas críticas y el control de costo empleando técnicas del valor ganado (earned value).

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

ANEXO I

Modelos de Equilibrio

FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTE

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

ANEXO I MODELOS DE EQUILIBRIO

Particularmente para el diseño de cualquier proceso de transformación, es necesario conocer el comportamiento de las sustancias involucradas, lo que implica el conocimiento de sus propiedades físicas y químicas, así como el conocimiento de los modelos teóricos y empíricos que rigen ese comportamiento.

La ciencia desarrolla modelos teóricos y empíricos y la Ingeniería hace tecnología de este conocimiento, es decir, lo aprovecha para transformar los recursos naturales en satisfactores humanos.

En la medida en que exista un estrecho vínculo entre un fenómeno de la naturaleza y su modelo teórico o empírico, en esa medida resultará de mayor utilidad dicho modelo, para el aprovechamiento de los recursos naturales.

Debido a que las sesiones de simulación deben iniciar especificando el "paquete de fluido" en donde se definen los componentes del fluido de proceso, sus condiciones de presión, temperatura, concentración, etc. y ya que en base a esto se eligen los modelos de equilibrio que determinarán las propiedades físicas y químicas que serán utilizadas en los diferentes algoritmos, a continuación se hace una pequeña revisión de estos modelos con el objeto de contar con los elementos necesarios para hacer una adecuada selección para el proceso de simulación, con lo cual se espera obtener mejores resultados.

Aunque se presenta aquí solamente una visión resumida con el propósito de sentar los conceptos básicos para una adecuada selección del modelo de equilibrio se ha procurado orientar la presentación a la simulación de procesos, el detalle teórico de los modelos puede ser consultado en el manual del simulador o bien en las referencias incluidas en la bibliografía. No se pretende aquí agotar el tema ya que existen excelentes libros especializados y artículos de revistas técnicas que cubren con mucho los detalles teóricos. Sin embargo, lo que se presenta a continuación es un resumen de los aspectos más importantes expuestos de tal manera que orientados a la simulación de procesos permitan llevar cabo simulaciones con el soporte teórico necesario. De esta manera, se podrán interpretar los cálculos y resultados que se obtengan con el simulador de una manera adecuada.

Ecuaciones de Estado.

Estos modelos van desde la ecuación de los gases ideales pasando por una amplia gama de ecuaciones empíricas que han ido incluyendo parámetros de ajuste hasta llegar a las ecuaciones de Redlich Kwong y Peng Robinson que representan modelos adecuados para las diferentes aplicaciones de petróleo, gas y aplicaciones petroquímicas.

Estas ecuaciones representan modelos denominados de dos parámetros en donde es necesario determinar estos para poder aplicarlos. Estos parámetros son la temperatura y la presión crítica (con las cuales se determinan la temperatura reducida $T_r = T/T_c$ y la presión reducida $P_r = P/P_c$) de cada componente. Existen modelos que involucran más de dos parámetros para obtener un mayor ajuste, un tercer parámetro puede ser el factor acéntrico que corrige las estimaciones por considerar las moléculas con formas que difieren de la esférica, las determinaciones de este factor incluyen consideraciones de carácter geométrico y eléctrico (polaridad). La expresión algebraica para la determinación del factor acéntrico es :

$$\omega = -\log (P_{pv})_{T_r=0.7}-1$$

En donde P_{pv} puede ser determinada mediante la ecuación de Antoine.

Las ecuaciones de Peng Robinson y Redlich Kwong de tres parámetros dan resultados satisfactorios en un amplio rango de condiciones para sistemas de una, dos y tres fases. Cabe recordar las expresiones para ambas ecuaciones de estado:

Ecuación Soave Redlich Kowng

$$P = RT / (V - b) - a / ((T)^{1/2} V (V + B))$$

En donde

$$b = \sum_i^N x_i b_i \quad a = \sum_i^N \sum_j^N x_i x_j (a_{ij})^{0.5} (1 - k_{ij})$$

$$b_i = 0.08664 RT_{ci} / P_{ci} \quad a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = 0.42748 (RT_{ci})^2 / P_{ci} \quad \alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$$

$$m_i = 0.48 + 1.57 \omega_i - 0.176 \omega_i^2$$

Ecuación Peng Robinson

$$P = RT / (V - b) - a / [(T)^{1/2}(V(V + B) + b(V - b))]$$

En donde

$$b = \sum_i^N x_i b_i \quad a = \sum_i^N \sum_j^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij})$$

$$b_i = 0.077796 RT_{ci} / P_{ci}$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = 0.457235 (RT_{ci})^2 / P_{ci}$$

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_r^{0.5})$$

$$m_i = 0.37646 + 1.54226 \omega_i - 0.26992 \omega_i^2$$

Existen variantes de estas ecuaciones para casos particulares, no entraremos en el detalle teórico de estas variantes, en cambio se mencionarán las aplicaciones más importantes que es lo que se requiere para hacer una simulación que se ajuste al fenómeno adecuadamente, a continuación se presenta un resumen de la utilización de cada modelo:

Kabadi Daner	Es una modificación a la ecuación de Soave Redlich Kwong para adecuarse mejor a cálculos de equilibrio vapor-líquido-líquido para sistemas de agua e hidrocarburos en la región diluida.
Sour SRK (ácido)	Combina la ecuación de estado de Redlich Kwong y el modelo API de Wilson para manejar sistemas de ácidos acuosos. Al igual que el modelo anterior se usa para manejar sistemas acuosos de H ₂ S, CO ₂ , NH ₃ .
Zudkevitch Joffee	Modificación a la ecuación de estado SRK para mejor predicción de equilibrios líquido vapor para sistemas de hidrocarburos y sistemas que contienen hidrógeno. La principal ventaja sobre RK es que mejora la predicción del equilibrio de componentes puros.

PRSV

Peng Robinson Stryjek Vera es una modificación a la ecuación de Peng Robinson que la hace aplicable a sistemas moderadamente no ideales. Se ha demostrado que se ajusta a las curvas de presión de vapor de componentes puros y mezclas mejor que el modelo de PR particularmente a bajas presiones.

El primer cambio a la ecuación de Peng Robinson consiste en expresar la variable “alfa” como una expansión que es función del factor acéntrico “omega” como se especifica a continuación:

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + k_i(1 - T_{ri}^{0.5})$$

En donde

$$k_i = k_{0i} + k_{1i}(1 + T_{ri}^{0.5})(0.7 - T_{ri})$$

k_{1i} = parámetro de componente puro característico

$$k_{0i} = 0.378893 + 1.4897153\omega_i - 0.17131848\omega_i^2 + 0.0196554\omega_i^3$$

ω_i = factor acéntrico

El término k_{1i} permite un mejor ajuste a las curvas de presión de vapor de componente puro.

El segundo cambio consiste en una nueva regla de mezclado¹

$$a_{ij} = (a_{ii}a_{jj})^{0.5}(1.0 - x_i k_{ij} - x_j k_{ji})$$

En donde k_{ij} es diferente de k_{ji} ya que de ser iguales se reduce el modelo al de Peng Robinson.

¹ Ver regla de mezclado en la página 7 de este capítulo

Sour PR (ácido) Combina la ecuación de estado de Peng Robinson con el modelo API de Wilson para manejar sistemas de ácidos acuosos de H₂S, CO₂, NH₃.

Modelos de Actividad.- Aunque los modelos de las ecuaciones de estado han probado proporcionar resultados confiables para la mayoría de los hidrocarburos, su aplicación realmente se reduce a compuestos no polares cuyo comportamiento no se aleja demasiado del ideal, sin embargo para sistemas altamente no ideales los modelos de actividad representan mejores aproximaciones. Debido a la naturaleza empírica de los modelos, estos deben ser aplicados en la región de operación para la cual fueron determinados los parámetros de interacción de manera experimental, por lo que es necesario tener cuidado cuando se eligen estos modelos para la simulación.

Antes de entrar en materia es conveniente recordar algunos términos:

Fugacidad El término fugacidad “f ” fue introducido en la termodinámica para que la expresión de energía libre de Gibbs dada para gases ideales pudieran ser aplicables a gases reales. Así la fugacidad f es una cantidad con unidades de presión que se vuelve presión P cuando el gas tiene un comportamiento ideal ($P \rightarrow 0$). Este término que es una presión de gas ideal corregida, ha dado lugar a algunos otros como lo es el coeficiente de actividad.

$$dG_i^f = RT d \ln f_i$$

Coeficiente de Fugacidad Es una forma de medir las desviaciones del comportamiento ideal por lo que su expresión es la relación de la fugacidad dividida por la presión, es decir: $\phi = f / P$

Este coeficiente tiende a la unidad cuando la presión tiende a cero ya que el gas tiene un comportamiento ideal a bajas presiones.

Solución Ideal Una solución ideal es aquella mezcla de varios componentes cuyas propiedades pueden ser

deducidas a partir de las propiedades de sus componentes puros y de la composición de la mezcla. Sin embargo, generalmente la interacción de un compuesto con otro en una mezcla modifica las propiedades de cada uno, y modifica a su vez su comportamiento por lo que ha sido necesario idear algunas técnicas para evaluar las nuevas propiedades que se dan en la mezcla como consecuencia de estas interacciones.

Actividad

Se ha introducido la “Actividad” para evaluar las propiedades de mezclas que no son ideales, es decir, mezclas reales.

Actividad se define como el cociente de la fugacidad de una sustancia i en la mezcla dividida entre la fugacidad de la misma sustancia i en un estado de referencia y su expresión es : $a_i = f_i / f_i^\circ$

Coefficiente de Actividad

Se define como el cociente de la actividad del componente i entre la fracción x_i del mismo componente en la mezcla.

$$\gamma_i^\circ = a_i / x_i = f_i / x_i f_i^\circ$$

Regla de Mezclado

Una regla de mezclado es la forma en que es obtenida una propiedad de mezcla a partir de las propiedades individuales de los componentes y sus composiciones.

A continuación se presenta una breve explicación de cada modelo de actividad con el propósito de evaluar cual de ellos puede predecir los mejores resultados en una simulación dada².

Chien Null

Este modelo representa una generalización de las formas binarias para que éstas puedan ser aplicadas al cálculo de coeficientes de actividad de sistemas multi-componentes. Los únicos parámetros

² Ver referencias No. 6 y 7 para un mayor detalle teórico.

requeridos son aquellos correspondientes a todos los pares que conforman el sistema de varios componentes. Así Chien Null proporcionan un marco consistente para aplicar modelos de actividad existentes (Margules, Van Laar o Wilson) en una base binaria (por pares). Así el coeficiente de actividad global es expresado como:

$$2 \ln \Gamma_i^L = (\sum_j A_{ij} x_j)(\sum_j R_{ij} x_j) / ((\sum_j S_{ij} x_j)(\sum_j V_{ij} x_j) +$$

$$\sum_k x_k * (\sum_j A_{ij} x_j)(\sum_j R_{ij} x_j) / ((\sum_j S_{ij} x_j)(\sum_j V_{ij} x_j) +$$

$$[A_{i,i} / \sum_j A_{ij} x_j + R_{i,i} / \sum_j R_{ij} x_j - S_{i,i} / \sum_j S_{ij} x_j - V_{i,i} / \sum_j V_{ij} x_j])$$

$$A_{i,j} = v_i^L (\delta_i - \delta_j)^2 / RT$$

$$R_{i,j} = A_{i,j} / A_{i,i} \quad V_{i,j} = R_{i,j} \quad S_{i,j} = R_{i,j}$$

$$v_i^L = v_{i,s} (5.7 + 3T_{i,s})$$

En donde :

$$\delta_i \quad v_i^L$$

Son la solubilidad en $(\text{cal}/\text{cm}^3)^{1/2}$ y el volumen del líquido saturado en cm^3/mol , respectivamente.

NRTL

Este modelo (Non Random Two Liquid) es aplicable a sistemas con un amplio rango de puntos de ebullición entre los componentes, y a sistemas en donde se requieren soluciones simultáneas de equilibrio líquido vapor y equilibrio líquido-líquido y que contienen grandes diferencias de concentración entre los componentes. Su expresión para la energía libre o de exceso de Gibbs es:

$$g^E / RT = x_1 x_2 (\tau_{21} G_{21} / (x_1 + x_2 G_{21}) + \tau_{12} G_{12} / (x_2 + x_1 G_{12}))$$

$$\tau_{12} = \Delta g_{12} / (RT)$$

$$\tau_{21} = \Delta g_{21} / (RT)$$

$$\ln G_{12} = -\alpha_{12}\tau_{12}$$

$$\ln G_{21} = -\alpha_{21}\tau_{21}$$

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 (\tau_{21} ((G_{21} / (x_1 + x_2 G_{21}))^2 + \tau_{12} G_{12} / (x_2 + x_1 G_{12}))^2)$$

$$\ln \gamma_2 = x_1^2 (\tau_{12} ((G_{12} / (x_2 + x_1 G_{12}))^2 + \tau_{21} G_{21} / (x_1 + x_2 G_{21}))^2)$$

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^{j=n} \tau_{ji} x_j G_{ji} + \sum_{j=1}^{j=n} x_j G_{ji}}{\sum_{k=1}^{k=n} x_k G_{ki} + \sum_{m=1}^{m=n} x_k G_{ki}} \left[\tau_{ij} - \frac{\sum_{m=1}^{m=n} \tau_{jm} x_m G_{mi}}{\sum_{m=1}^{m=n} x_k G_{ki}} \right]$$

En donde g y alfa son parámetros binarios determinados experimentalmente

NRTL Extendido

Esta es una extensión de la ecuación de Wilson (ver ecuación más adelante). Se basa en la mecánica estadística. Es capaz de representar los equilibrios líquido-vapor, líquido-líquido y el comportamiento de fases vapor-líquido-líquido.

NRTL General

Esta es una variación de NRTL que utiliza más parámetros binarios de interacción al definir los coeficientes de actividad de los componentes, es aplicable a sistemas con un amplio rango de puntos de ebullición entre los componentes, y a sistemas en donde se requieren soluciones simultáneas de equilibrio líquido vapor y equilibrio líquido-líquido y que contienen grandes diferencias de concentración entre los componentes.

Margules

Fue la primera representación de energía de exceso de Gibbs g^E desarrollada para el cálculo de coeficientes de actividad a partir de datos experimentales, esta ecuación no tiene una base teórica pero es usada para estimaciones rápidas e interpolación de datos.

$$RT \ln \gamma_1 = Ax_2^2 \quad g^E = Ax_1x_2$$

$$RT \ln \gamma_i = Ax_i^2$$

En el simulador ha sido incluido un modelo con parámetros determinados de manera empírica. Este modelo cuenta con cuatro parámetros de los cuales dos son independientes de la temperatura y dos dependientes de ésta. Este modelo es representado por:

$$\ln \gamma_i = [1.0 - x_i]^2 [A_i + 2x_i(B_i - A_i)]$$

$$A_i = \sum_{j=1}^{j=n} [x_j(a_{ij} + b_{ij}T)/(1.0 - x_i)]$$

$$B_i = \sum_{j=1}^{j=n} [x_j(a_{ji} + b_{ji}T)/(1.0 - x_i)]$$

a_{ij} = parámetro independiente de la temperatura entre i y j

b_{ij} = parámetro dependiente de la temperatura entre i y j

a_{ji} = parámetro independiente de la temperatura entre j y i

b_{ji} = parámetro dependiente de la temperatura entre j y i

UNIQUAC

Este modelo (Universal Quasi Chemical) se basa en la mecánica estadística y en la teoría quasi química de Guggenheim para representar la estructura de líquido. La ecuación es capaz de representar LLE, VLE y VLLE con una exactitud comparable a la ecuación NRTL pero sin la necesidad de factores no aleatorios.

$$g^f = g^f(\text{combinatoria}) + g^f(\text{residual})$$

$$g^f(\text{resid}) / RT = -q_1 x_1 \ln(\Theta_1 + \Theta_2 \pi_{21}) - q_2 x_2 \ln(\Theta_2 + \Theta_1 \pi_{12})$$

$$g^f(\text{comb}) / RT = x_1 \ln \Phi_1 / x_1 + x_2 \ln \Phi_2 / x_2 + z / 2 (q_1 x_1 \ln \Theta_1 / \Phi_1 + q_2 x_2 \ln \Theta_2 / \Phi_2)$$

$$\Phi_1 = x_1 r_1 / (x_1 r_1 + x_2 r_2)$$

$$\Theta_1 = x_1 q_1 / (x_1 q_1 + x_2 q_2)$$

$$\ln \tau_{21} = -\Delta u_{21}/(RT) \quad \ln \tau_{12} = -\Delta u_{12}/(RT)$$

$$\ln \gamma_i = \ln(\Phi_i/x_i) + z/2 * q_i \ln(\Theta_i/\Phi_i) + \Phi_i(\rho_i - r_i \rho_j / r_i) - q_i \ln(\Theta_i + \Theta_i \tau_{ij}) +$$

$$+ \Theta_i q_i (\tau_{ii}/(\Theta_i + \Theta_i \tau_{ii}) - \tau_{ij}/(\Theta_i + \Theta_i \tau_{ij}))$$

$$\rho_i = z/2 * (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad \rho_j = z/2 * (r_j - q_j) - (r_j - 1)$$

r y q son parámetros de componente puro y el número de coordinación z=10

Van Laar

Esta ecuación tiene el mismo origen que las ecuaciones de Margules, se ajusta a diversos sistemas muy bien, particularmente para LLE. Puede ser usada para sistemas que presentan desviaciones positivas o negativas de la ley de Raoult, sin embargo, no predice máximos o mínimos en los coeficientes de actividad. En general no se ajusta a sistemas con hidrocarburos halogenados y alcoholes.

$$g^E = Ax_1x_2/(x_1(A/B) + x_2)$$

$$RT \ln \gamma_1 = A(1 + Ax_1/Bx_2)^{-2}$$

$$RT \ln \gamma_2 = B(1 + Bx_1/Ax_2)^{-2}$$

Wilson

Es la primera ecuación de coeficientes de actividad que usa modelos de composición local para derivar expresiones de energía de exceso de Gibbs. Ofrece una aproximación termodinámicamente consistente para predecir el comportamiento de multi-componentes de datos de equilibrio binarios. Sin embargo esta ecuación no puede ser utilizada con dos fases líquidas ya que la determinación del

coeficiente de actividad involucra cocientes de volúmenes molares de los componentes en la fase líquida para la obtención del parámetro lambda de energía de interacción entre las moléculas de los componentes i, j de la mezcla.

$$\Lambda_{ij} = V_i^L / V_j^L * e^{(-\lambda_{ij} - \lambda_{ji}) / RT}$$

$$g^E / RT = -x_1 \ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) - x_2 \ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1)$$

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2(\Lambda_{12} / (x_1 + \Lambda_{12}x_2) - \Lambda_{21}(\Lambda_{21} / (\Lambda_{21}x_1 + x_2)))$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) + x_1(\Lambda_{21} / (x_2 + \Lambda_{21}x_1) - \Lambda_{12}(\Lambda_{12} / (\Lambda_{12}x_2 + x_1)))$$

Los coeficientes de actividad individuales para cualquier sistema pueden ser obtenidos de expresiones derivadas de la energía de exceso de Gibbs en conjunto con la ecuación de Gibbs-Duhem. Los primeros modelos (Margules, Van Laar) presentan algunas limitaciones, mientras que los nuevos modelos utilizan el concepto de composición local que representan una mejora en su aplicación general. A continuación se transcribe una tabla de aplicación.

APLICACIONES	Margules	Van Laar	Wilson	NRTL	UNIQUAC
Sistemas Binarios	A	A	A	A	A
Sistemas Multicomponentes	AL	AL	A	A	A
Sistemas Azeotrópicos	A	A	A	A	A
Equilibrio Líq.- Líquido	A	A	N/A	A	A
Sistemas Diluidos	¿	¿	A	A	A
Sistemas Autoasociados	¿	¿	A	A	A
Polímeros	N/A	N/A	N/A	N/A	A
Extrapolaciones	¿	¿	B	B	B

A=Aplicable; N/A=No Aplicable; ¿= Cuestionable; B=Bueno; AL=Aplicación Limitada.

Fuente: Manual del simulador Hysys

Modelos de Chao Seader.- El equilibrio de fases cerca de la región crítica o a presiones elevadas representa algunas complicaciones y las suposiciones de independencia de la presión de las funciones termodinámicas del líquido, así como las limitaciones al segundo coeficiente virial ya no son suficientes. Con el objeto de eliminar estas limitaciones Chao y Seader desarrollaron un método basado en la expresión:

$$K_i = \gamma f_i / \phi_i P$$

En donde :

γ = coeficiente de actividad del componente i en la fase líquida

f_i = fugacidad del componente i

P = presión del sistema

ϕ = coeficiente de fugacidad del componente en la fase vapor

Que es una expresión de qué tan ligero es un componente, es decir, su tendencia a concentrarse en la fase vapor ya que $K_i = Y_i / X_i$.

$$f_i^o / P = f_i^l / P = \phi_i^l \quad K_i = \gamma_i \phi_i^l / \phi_i$$

El cálculo de los valores de K_i requiere ϕ_i y ϕ_i^l sean expresados como funciones de las variables de las cuales dependen, para propósitos de predicción estas relaciones deben generalizarse constituyendo estas generalizaciones la esencia del método.

Este y el método de Grayson Streed son métodos semi-empíricos. La correlación de Grayson es una extensión del método Chao-Seader con énfasis en el hidrógeno. Solamente los datos de equilibrio producidos por esta correlación son usados por Hysys.

Chao Seader Se usa este método para hidrocarburos pesados en sistemas en donde la presión es menor de 1500 psia y las temperaturas oscilan de 0 a 500 °F.

Garyson Streed Recomendado para simular sistemas de hidrocarburos pesados con un alto contenido de hidrógeno.

Modelos de Presión de Vapor.- Estos modelos pueden ser usados para mezclas ideales a bajas presiones. Mezclas ideales incluyen sistemas de hidrocarburos y mezclas tales como cetonas y alcoholes en las que el comportamiento del líquido es aproximadamente ideal. A continuación se presentan los modelos de mayor aplicación:

Antoine Este modelo es aplicable a sistemas de baja presión que tienen un comportamiento ideal. Las constantes A,B y C han sido calculadas para una gran diversidad de compuestos.

$$\ln P_{vp} = A - B/(T + C)$$

Lee-Kesler Plöcker Adecuada para sustancias no polares y mezclas de éstas. Se expresa en términos de la presión reducida siendo una correlación de estados correspondientes.

$$\ln P_{vp,r} = f^{(0)}T_r + \omega f^{(1)}T_r$$

$$f^{(1)} = 15.2518 - 15.6875/T_r - 13.4721 \ln T_r + 0.43577T_r^6$$

$$f^{(0)} = 5.92714 - 6.09648 / T_r - 1.28862 \ln T_r + 0.169347 T_r^6$$

La modificación adicionada y que da origen a la ecuación de Plöcker consiste en :

$$z = z^{(0)} + \omega / \omega^{(r)}(z)^{(r)} - z^{(0)}$$

$$z = PV / RT = P_r V_r / T_r = z(T_r, V_r, A_k)$$

$$z = 1 + B/v_r + C/v_r^2 + D/v_r^5 + C4/(T_r^3 v_r^2) [\beta + \gamma / v_r^2] e^{-\gamma / v_r^2}$$

$$v_r = P_c V / RT_c; \quad C = c_1 - c_2/T_r + c_3/T_r$$

$$\omega^{(0)} = 0; \quad D = d_1 - d_2/T_r$$

Braun K10 Este modelo es estrictamente aplicable a sistemas de hidrocarburos pesados que se comportan idealmente.

Esso K Este modelo es estrictamente aplicable a sistemas de hidrocarburos a bajas presiones. El modelo utiliza una modificación al modelo de presiones de vapor de Maxwell-Bonnel.

Misceláneos.- Este grupo contiene paquetes de propiedades que son únicos y que no se ajustan a ninguno de los modelos antes presentados.

Aminas Contiene modelos termodinámicos desarrollados por D.B.Robinson y Asociados para su propio simulador de plantas AMSIM y que ahora se pueden ejecutar desde HYSYS.

Vapor ASME Utiliza las tablas de vapor de agua de ASME , 1967

Vapor NBS Utiliza las tablas de vapor de NBS, 1984

MBWR Esta es una versión modificada de la ecuación de Benedict/Web/Rubin. La ecuación de 32 términos es aplicable a solamente a un grupo de componentes y bajo condiciones específicas.

MÉXICO, D.F. JULIO DEL 2000.

TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA (OPCIÓN PROYECTOS)

ANEXO II

Válvulas y Tuberías

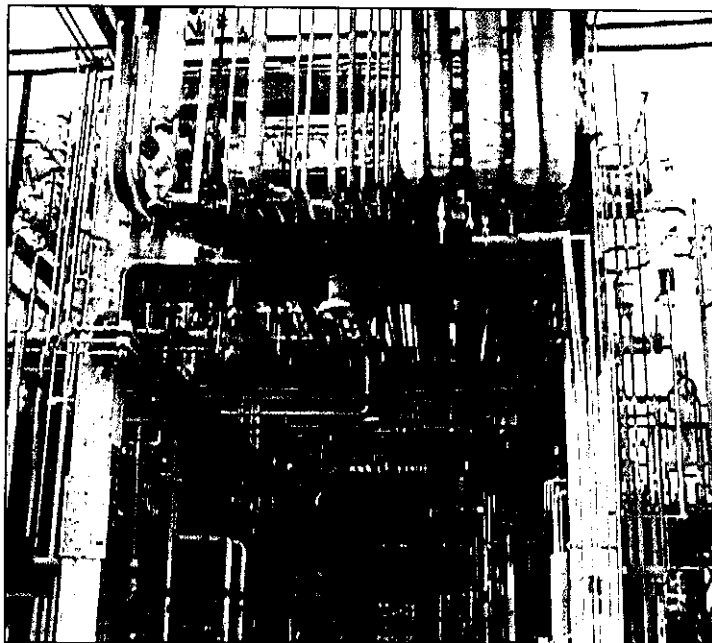
FACULTAD DE QUÍMICA
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

SIMULACIÓN DE PROCESOS EN LA
INGENIERÍA INTEGRAL Y CONCURRENTES

ING. LEONARDO GERMÁN ACOSTA MORALES

ANEXO II VÁLVULAS Y TUBERÍAS

El diseño de transporte de fluidos de un proceso no solamente contempla los requisitos de energía para lograr el movimiento de sustancias de un lugar a otro, adicionalmente deben considerarse aspectos de control de flujo y cierre / apertura de recipientes y conductos.



Los dispositivos para el control, cierre y apertura de recipientes que contienen fluidos y los conductos que transportan corrientes de proceso, son denominados válvulas.

Las principales funciones de las válvulas son:

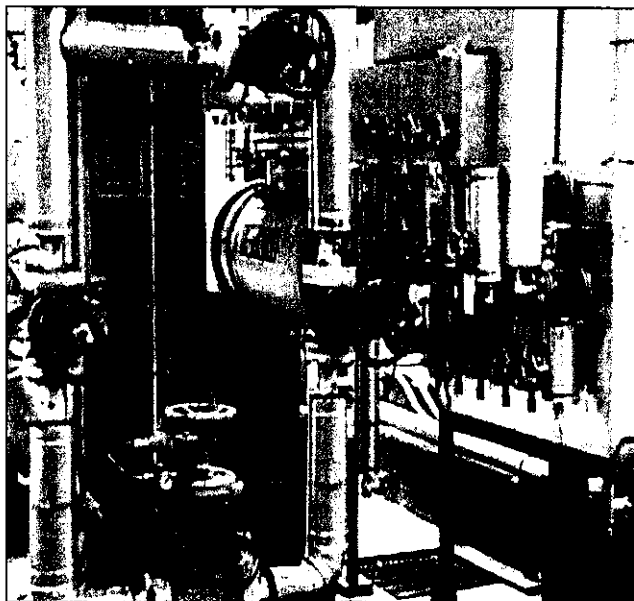
- Control (regulación de flujo)
- Cierre y/o apertura total
- Seguridad

Existen diversos tipos de válvulas diseñadas para cubrir los requerimientos del proceso en cuanto a operación y control. La selección de una válvula debe hacerse atendiendo a las necesidades del proceso particular, a la filosofía de control y a las funciones de cada tipo de válvula.

Selección de Válvulas

Para llevar a cabo una adecuada selección en diseños nuevos o evaluación en diseños existentes es necesario tener en cuenta los siguientes aspectos:

- Tipo de válvula
- Rangos de operación de presión y temperatura
- Materiales de construcción (cuerpo y empaque)
- Tipo de válvula



El tipo de válvula se debe seleccionar dependiendo de la función que ésta vaya a desempeñar (control, apertura/cierre total, seguridad), del tipo de fluido que se va a manejar (líquido, gas, mezclas de estos, líquidos con sólidos en suspensión, corrosividad del líquido) y de las condiciones de presión y temperatura en que va a operar.

- Rangos de operación de presión y temperatura

Esta selección se hará con información de fabricantes y de acuerdo a normas ANSI

- Materiales de construcción (cuerpo y empaque)

Esta selección se hará con información de fabricantes y de acuerdo a normas ASTM.

A continuación se presentan los tipos de válvulas y algunos de los aspectos más importantes de cada una, con el objeto de contar con las bases mínimas para una adecuada selección.

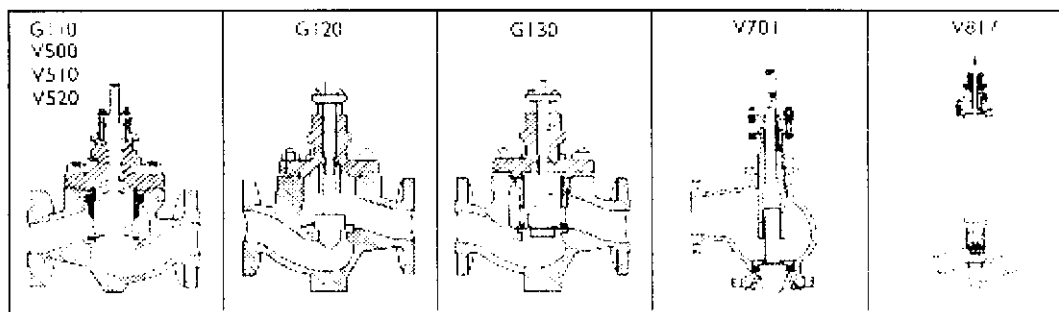
Control (regulación de flujo)

Globo

Este tipo de válvulas es utilizado para regular el flujo en operaciones frecuentes, aunque también es posible utilizarlas como válvulas de cierre y apertura. El cambio de dirección de la corriente (dos veces en el interior de la válvula en ángulos de 90°) provoca una gran caída de presión y turbulencia.

Existen válvulas de globo con arreglos diferentes de ángulo a la entrada y salida de la misma para disminuir la caída de presión y la turbulencia que se dan en las de ángulo recto.

Las válvulas de aguja son un caso especial de las válvulas de globo y han sido diseñadas para tener mayor precisión en el control de flujos pequeños.



Mariposa

Esta válvula también puede llevar a cabo funciones de cierre y apertura total de un sistema, aunque su función principal es el control de flujo en servicio frecuente. Tiene como característica principal una pequeña caída de presión.

Cierre y apertura total

Compuerta

Estas válvulas son utilizadas para mantener flujos ininterrumpidos o bien para cerrar totalmente el flujo de fluido en operaciones no frecuentes.

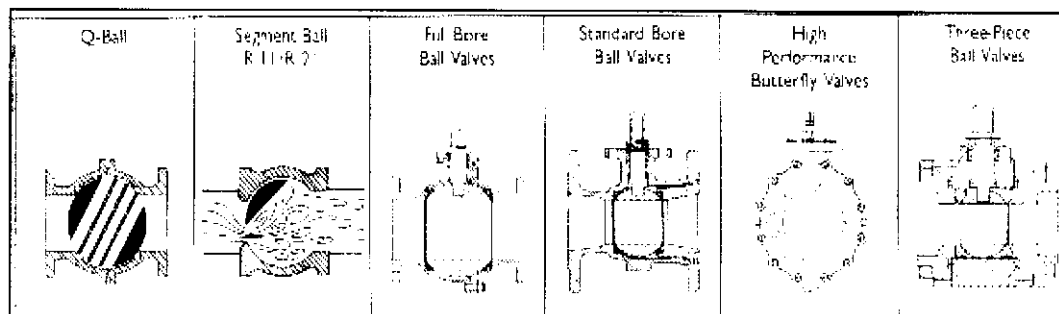
La caída de presión provocada por esta válvula es baja. No se recomienda para funciones de regulación de flujo ya que el disco es fácilmente erosionado además de provocar gran turbulencia.

Émbolo (tapón)

Este tipo de válvula es utilizado para operaciones frecuentes de apertura y cierre. Provoca baja turbulencia y en consecuencia una baja caída de presión. Tiene como características una rápida y sencilla operación, espacio mínimo de instalación y un cierre ajustado.

Bola

Estas válvulas son una modificación de las válvulas de tapón, y al igual que éstas son utilizadas para operaciones frecuentes de apertura y cierre.



Seguridad

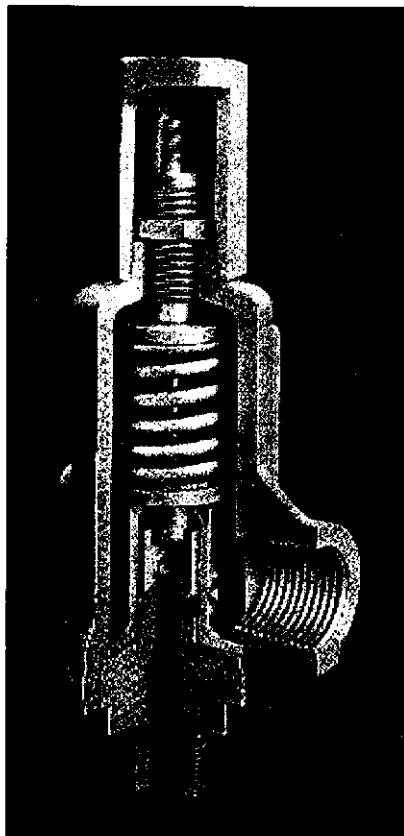
Check

Estas válvulas son utilizadas para evitar el regreso del flujo en tuberías. La presión del fluido abre una compuerta que es accionada por un resorte que ejerce una presión para cerrar la válvula. De esta manera cuando disminuye la presión del fluido el resorte empuja la compuerta cerrándola y evitando que el fluido que ya pasó a través de ella regrese.

Desfogue

Estas válvulas están diseñadas para operar en una situación de emergencia al incrementarse la presión en el sistema.

Estas válvulas pueden ser de dos tipos: aquellas que cuentan con un resorte calibrado para abrir al incrementarse la presión, y aquellas que abren de manera súbita al rebasar la presión un valor predeterminado.



CONTROL

La teoría de control establece que para controlar un proceso es necesario contar con un elemento primario de medición, un transmisor, un punto de referencia o ajuste (set point) y un elemento final de control. Este último, generalmente es una válvula por lo que se puede observar que además de tener las funciones previamente descritas (control de flujo), las válvulas son utilizadas para el control de presión y nivel.

Además de la selección del tipo de válvula es importante determinar el tamaño de la misma. Para la determinación del tamaño de una válvula es necesario tomar en cuenta el flujo que ésta va a manejar, la caída de presión que se tendrá en este dispositivo y la gravedad específica del líquido a manejar.

Existen expresiones empíricas que involucran estas variables y han sido desarrolladas por los fabricantes de válvulas. El dimensionamiento de válvulas parte de una ecuación general obtenida de un balance de energía y se va modificando según las características de los fluidos a manejar, es decir:

Dimensionamiento de Válvulas de Control que manejan Líquidos.

De un balance de energía y considerando las fuerzas conservativas que representa la energía potencial gravitacional se tiene:

$$E_c + E_p = C$$

En donde C representa una constante, si esta constante la hacemos igual a cero y se sustituye la energía cinética y potencial por sus expresiones correspondientes se obtiene lo siguiente:

$$\frac{1}{2} mv^2 = mgh \quad v = (2gh)^{1/2}$$

Por otro lado sabemos que $Q = vA$ y

que $P = F/A = mg/A = \rho Vg/A = \rho(hA)g/A = \rho Hg$ de donde se obtiene $P/\rho = hg$

por lo tanto $Q = A(2)^{1/2} (gh)^{1/2} = k(gh)^{1/2} = k(P/\rho)^{1/2}$

de lo anterior se observa que para el dimensionamiento de válvulas que manejan líquidos queda expresada como a continuación se indica:

$$Q = C_v(\Delta P / \rho_0)^{1/2} \text{ en donde:}$$

ΔP = caída de presión a través de la válvula (lb/pg²)

ρ_0 = gravedad específica = θ fluido / θ agua 60°C

C_v = coeficiente de flujo (gal/min)(pg*lb+1/2)

Q = flujo gal/min

Dimensionamiento de Válvulas de Control que manejan Gases o Vapores.

La expresión algebraica para el dimensionamiento de este tipo de válvulas se obtiene de la ecuación anterior al aplicarle los factores adecuados para la conversión de unidades propias para la medición de flujo de gases, es decir, metros cúbicos por hora. A continuación se presenta esta expresión:

$$Q = K C_v P^{1/2} (\Delta P / g)^{1/2} \text{ en donde:}$$

P = Presión de operación (lb/pg²)

K = constante que involucra factores de conversión.

Dimensionamiento de Válvulas de Control que manejan mezclas de Líquidos y Vapores.

Se define como característica de una válvula a la relación que existe entre la abertura de la misma o posición del elemento obstructor y el flujo que pasa a través de la misma.

La característica de una válvula puede ser lineal o de igual porcentaje. Se dice que una válvula tiene característica lineal cuando la abertura de la misma es proporcional a la cantidad de flujo que pasa a través de ella manteniéndose la caída de presión constante, expresado como un porcentaje del flujo de apertura total. Así, si se tiene una abertura del 40%, se tendrá un flujo del 40% del total.

Por otro lado se dice que se tiene una característica de igual porcentaje cuando al variar la posición del obturador en una determinada cantidad varía el flujo en una misma cantidad no importando si el cambio en la posición del elemento obturador se obtuvo en la zona baja o alta de la escala.

La selección de la característica de una válvula obedece a ciertos principios generales que pueden resumirse como a continuación se indica:

Control de Nivel.

Para una caída de presión constante se recomienda utilizar una característica lineal. Si la caída de presión disminuye con el aumento de carga, se debe usar una característica lineal excepto cuando esta caída de presión a carga total sea menor del 20% de la caída de presión sin carga, en estas condiciones se recomienda una característica de igual porcentaje.

En los casos en que la caída de presión aumente se utilizará una característica lineal excepto cuando esta caída de presión aumente en una relación 2:1, en donde se deben utilizar válvulas con obturador de cierre y apertura rápidos.

Control de Presión.

El control de la presión depende de la rapidez del procesos y la capacidad de respuesta del elemento obturador de la válvula. De esta manera si el proceso tiene cambios más rápidos que la capacidad de respuesta del obturador, entonces se debe seleccionar una característica de igual porcentaje, en caso contrario se debe utilizar una característica lineal.

Cuando el proceso aguas abajo contenga tanques de balance, el proceso se volverá más lento y en estas condiciones es posible seleccionar una característica lineal.

Control de Flujo.

Para el control de flujo con grandes caídas de presión, la selección de la característica de una válvula se resume en el siguiente cuadro.

MEDICIÓN	LOCALIZACIÓN DE LA VÁLVULA DE CONTROL	CARACTERÍSTICA	
		RANGO DE FLUJO AMPLIO	RANGO DE FLUJO PEQUEÑO
CON RAÍZ	EN SERIE	LINEAL	IGUAL %
CON RAÍZ	EN DERIVACIÓN	IGUAL %	IGUAL %
LINEAL	EN SERIE	LINEAL	IGUAL %
LINEAL	EN DERIVACIÓN	LINEAL	IGUAL %

BIBLIOGRAFÍA.

- 1.- **Operaciones de Transferencia de Masa**
Robert E. Treybal; McGraw Hill; 1980; Rhode Island, USA.
- 2.- **Chemical Reaction Engineering**
Octave Levenspiel; John Wiley & Sons; Wiley International Editions.
- 3.- **Chemical Engineering Kinetics**
J.M.Smith; McGraw-Hill Book Company; 1970.
- 4.- **Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química**
Smith y Van Ness; McGraw Hill; 1980; USA.
- 5.- **Termodinámica Química para Ingenieros**
Richard E. Balzhiser, Michael R. Samuels, John D. Eliassen; Prentice/Hall Internacional, Editorial Dossat, S.A., Madrid 1980.
- 6.- **The properties of Gases and Liquids**
Robert C.Reid, John M. Prausnitz, Thomas K.Sherwood; 3rd Edition; McGraw Hill Book Company; 1977; N.Y., USA.
- 7.- **Process Heat Exchange**
Cavaseno; Chemical Engineering; McGraw-Hill Publication, Co., New York, N.Y., USA.
- 8.- **Process Heat Transfer**
Donald. Q. Kern; McGRAW-Hill Company, Inc., New York, N.Y., USA.
- 9.- **Bombas, selección uso y mantenimiento**
Kenneth J. McNaughton y el cuerpo de redactores de Chemical Engineering; 1992; McGraw-Hill / Interamericana de México, S.A. de C.V.
- 10.- **Válvulas, selección uso y mantenimiento**
Kenneth J. McNaughton y el cuerpo de redactores de Chemical Engineering; 1992; McGraw-Hill / Interamericana de México, S.A. de C.V.

- 11.- **Compresores, selección uso y mantenimiento**
Richard W. Greene y el cuerpo de redactores de Chemical Engineering; 1992;
McGraw-Hill / Interamericana de México, S.A. de C.V.
- 12.- **Flujo de Fluidos en válvulas, accesorios y tuberías**
División de ingeniería de Crane; 1992; McGraw-Hill / Interamericana de
México, S.A. de C.V.
- 13.- **Manuales de Hysys**
Hyprotech Ltd., 300Hyprotech Centre, 1110 Centre Street North, Calgary,
Alberta T2E 2R2, Canada.
- 14.- **Literatura de Plant Design Series: Jspace user's guide; Jspace Integration
Tools; Plant Space Enterprise Navigator Training**
Bentley, Jacobus.
- 15.- **Ingeniería de Control Automático**
José Nacif Narchi; Costa-Amic Editores, S.A., 1981; México, D.F.
- 16.- **Boletín AD-6 Viking Pump**
Cedar Falls, Iowa 50613, USA.
- 18.- **Literature of Ingersoll Rand Co.**
Hwy 45 South, Mayfield, Ky 42066.
- 19.- **Física**
Vol.1, 2 y 3; Marcelo Alonso y Edwards J. Finn ; Fondo Educativo
Interamericano, S.A.
- 20.- **Publicación Periódica Chemical Engineering;**
McGraw-Hill Pub.Co. 1221 Avenue of the Americas, New York, N.Y. 10020;
Septiembre de 1976.
- 21.- **Chemical Engineering Deskbook**
McGraw-Hill Pub.Co. 1221 Avenue of the Americas, New York, N.Y. 10020;
Octubre de 1971.

- 22.- **Evaluación de Tecnologías en la Industria de Refinación del Petróleo**
Pemex-Refinación Subdirección de Producción, IMP Subdirección de Transformación Industrial.
- 23.- **Guidelines for Evaluation of Transfer of Technology Agreements**
Development and Transfer of Technology Series No.12, United Nations Industrial Development Organization.
- 24- **Seminario Regional de la OMPI sobre Esrtategia de Dirección de la Pequeña y Mediana Empresa en Matreia de Propiedad Industrial en América Latina.**
Organización Mundial de la Propiedad Intelectual (OMPI) con la colaboración del Gobierno de México y la asistencia del Gobierno de Francia, Octubre de 1992.
- 25.- **Anexo AP de las Bases de Licitación para Proyectos**
Unidad de Concursos de la Subdirección de Proyectos de Pemex-Refinación; 1998; México, D.F.
- 26.- **Agency for Toxic Substances and Disease Registry (ATSDR)**
Toxicological Profile for Ethylene Oxide, U.S. Department of Health and Human Services 1990.
- 27.- **Hazardous Substances Data Bank (HSDB)**
National Toxicology Information Program, National Library of Medicine, Bethesda, MD 1993; U.S. Department of Health and Human Services.
- 28.- **Registry of Toxic Effects of Chemical Substances (RTECS)**
National Toxicology Information Program, National Library of Medicine, Bethesda, MD 1993; U.S. Department of Health and Human Services.

INDICE ALFABÉTICO

A

Actividad, 229
Aire Acondicionado, 25
Aire libre de Aceite, 127
Aire Normal, 126
Aire para Instrumentos, 27
AISLAM, 70
alcanolaminas, 137
alcoholes, 137, 141
Alivio, 24
Altitud, 124
altura sobre el nivel del piso, 33
alumbrado, 26
ambiente básico, 51
Ambiente de Columna, 52
ambientes de cálculo, 50
Ambientes de Cálculo, 50
aminas, 137, 141
amoniaco, 14, 17, 29, 135, 139, 140, 142, 147, 148, 150, 151, 152, 153
análisis de esfuerzos, 23
Análisis de Esfuerzos, 26
análisis de riesgos, 37
análisis dimensional, 101
Anexo AP, 60, 250
ANSI, 145
Antoine, 225, 236
API, 36, 145
Aportaciones de la Tesis, 219
archivos de texto, 15, 62
área de transferencia, 33, 99, 102, 108
arreglo de equipo, 12, 22, 37, 221
arreglos de tuberías, 36
Arrhenius, 91
aspectos teóricos, 13, 14, 21, 46, 54, 221
ASTM, 145

B

Balance de Cargas, 23, 26
Balance de Materia y Energía, 31
balance de materia y energía, 12, 22, 29, 48, 57, 180, 191, 221
balance general de servicios, 23
Balances de Materia y Energía de Proceso, 24, 135, 150, 191
Bases Civiles, 145
Bases de Cálculo, 32
Bases de Datos, 7, 68
bases de datos relacionales, 16, 61, 68, 221, 222
Bases de Diseño, 24, 135, 137

bases de licitación, 60
Beneficios, 220
Bernoulli, 100, 114
BHP, 72
biblioteca electrónica, 16, 61
BM&F, 6, 12, 16, 22, 29, 31
BME.DBF, 62, 69
Bola, 243
Boltzman, 99
Bomba P-100, 152, 158
bombas, 17, 23, 33, 62, 113, 114, 115, 116, 120, 121, 122
bombas centrífugas, 115
boquillas, 36, 86, 87, 95, 121
Braun K10, 237
brecha, 11, 18

C

C₂H₄O, 139, 140, 147, 151
Cabezal Frontal, 106
Cabezal Posterior, 106
cabezales, 36, 106, 108
Cadereyta, 10
caída de presión, 105, 186, 242, 243, 245, 246, 247
Caída de presión, 104, 105
cálculo de la demanda de potencia, 23
cálculos, 224, 226
calefacción, 23
calores latentes, 77
Cambiador de calor E-100, 152, 158
cambio de línea de operación, 81
campo de temperaturas, 99
CANT, 69
cantidad de calor infinita, 80
CAPACID, 69
Capacidad, 69
capacidad infinita de enfriamiento, 80
cápsula, 14, 44, 54, 130, 144
carácter formal, 21
Características de la Tesis, 220
Caracterización Crudos, 51
carcasa, 106
Carga de Velocidades, 118
Carga Dinámica de Descarga, 117
Carga Dinámica de Succión, 117
Carga Dinámica Total, 117, 119
Carga estática de Descarga, 116
Carga estática de Succión, 116
Carga Neta Positiva de Succión NPSH, 118
carga o cabeza, 33
carga térmica, 33, 72, 104
causas de relevo, 36

Cavitación, 117
CDT, 72
cero absoluto de presión, 123
cero absoluto de temperatura, 124
Chao Seader, 235
Check, 243
chequeos cruzados, 61
Chien Null, 229
cíclico y concurrente, 11
ciencias formales, 11
cinética, 14, 44, 50, 93, 113, 114, 115, 117, 118, 122, 124, 221
cinética química, 14, 221
Circuitos Lógicos de Control, 24
Ciudad de México, 15
clasificación de Áreas, 26
Clasificación de Bombas, 114
clave ligero, 83, 84
clave pesado, 83, 84
Códigos, 24, 27, 145
coeficiente de película, 100
coeficiente estequiométrico, 93
coeficiente global de transferencia U, 102
coeficientes binarios, 44, 77
coeficientes de distribución m_i , 83
colisiones, 93
columnas de destilación, 17, 77, 83, 84, 167
composiciones, 32, 48, 56, 77, 82, 83, 163, 180, 187, 229
Compresibilidad, 124
compresores, 17, 23, 113, 122, 123, 126, 127, 128, 129
COMPRESORES, 122, 129
Compuerta, 242
Condiciones Climatológicas, 144
condiciones de operación, 95, 108, 120, 121, 128
condiciones de reflujo, 77
Condiciones Normales, 123
conducción, 98, 99, 100, 103
Conductividad térmica, 101
Conexiones, 56, 167
conocimiento científico, 21, 22
conocimiento de dominio universal, 22
conocimiento de ingeniería, 16
conocimiento teórico, 21
Conproca, S.A. de C.V., 10
Conservación de energía, 53
Conservación de la masa, 53
construcción, 11, 12, 13, 14, 16, 18, 23, 33, 37, 60, 61, 86, 121, 135, 219, 220, 221, 222
Continuidad de energía, 53
Continuidad por componente, 53
Continuidad total, 53

Control de Flujo, 247
Control de Nivel, 247
Control de Presión, 247
convección, 98, 100, 102, 103
convergencia, 53, 56, 185
COREN, 72
correcciones anticipadas, 13
CORRIENTE, 69
corrientes, 29, 32, 45, 46, 48, 49, 50, 51, 56, 57, 61, 68, 78, 81, 82, 85, 102, 104, 109, 147, 148, 150, 154, 156, 160, 163, 165, 167, 168, 177, 179, 180, 181, 182, 183, 187, 188, 189
Corrientes de Energía, 6, 43, 45, 48, 135
Corrientes de Materia, 6, 43, 45, 48, 50, 57, 135, 136, 156
CORSAL, 72
corto circuito, 26
Cuaderno de Trabajo, 6, 43
cuerpo radiante, 99
curva de equilibrio, 78, 79, 80, 81
curva de operación, 79, 80, 81, 120, 129
curvas de entalpia-concentración, 78, 79
curvas de equilibrio, 52, 53, 82
curvas de operación, 52, 78, 82, 120

D

datos de equilibrio, 44, 77, 82, 87
datos experimentales, 22, 53, 78, 79, 82, 83, 91, 105, 231
DEA, 14, 17, 139, 140, 141, 142, 148, 150, 151, 152, 153, 157, 158, 159, 191, 192, 193, 202, 213
definiciones, 116, 123
DeltaP, 72
demanda de potencia, 26
denominaciones de origen, 22
DENSIDAD, 70
densidad de corriente, 99, 116
desplazamiento positivo, 114
derivadas parciales, 53
DESC, 69
descarga, 72
descripción del proceso, 12, 22, 37, 147, 221
desfogue, 24, 26, 36
desplazamiento positivo, 114, 115, 119, 122
DEST, 71
destilado, 56, 71, 77, 78, 80, 81, 82, 83, 84, 85, 167, 168, 170, 171, 178
DFP, 6, 12, 16, 22, 29, 30, 32, 33, 36, 37, 57, 136, 149, 221
diagrama de flujo de proceso, 12, 22, 32, 45, 48, 49, 50, 56, 57, 147, 149, 177, 183, 190, 221
Diagrama de Flujo De Proceso, 149

Diagrama de Flujo Principal, 51
diagrama unifilar, 23
Diagrama Unifilar, 26
Diagramas de Flujo de Proceso, 29
Diagramas de Tubería e Instrumentación, 6, 12, 22,
24, 25, 33, 221
diagramas lógicos de control, 23
Diagramas Lógicos de Control, 24, 27
Diagramas Unifilares, 24
dibujos de fabricante, 61
Dimensionamiento de Válvulas de Control, 245,
246
dinámica de una partícula, 31
discos de ruptura, 36
diseño cinético-termodinámico, 91
diseño de reactores, 91
diseño de tuberías, 23
diseño hidráulico, 86, 95, 105, 121
diseño mecánico, 23, 79, 81, 86, 95, 103, 108, 121,
128
diseño térmico, 86, 95, 98
diseños, 22, 127
Distribución General de Fuerza, 26
dos parámetros, 225
Drenaje, 25
DTI, 6, 12, 16, 22, 25, 29, 33, 34, 35, 36, 69, 221

E

ecuación de enfriamiento de Newton, 101
ecuación de movimiento, 31
ecuación empírica, 101
Ecuaciones de Estado, 225
Efl, 71
Eficiencia de Compresión, 124
Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso, 6,
43, 49, 135, 183
elementos de liberación de presión, 36
Elevaciones, 25, 26
Émbolo, 243
empaques, 86
empírico, 14, 21
energía, 69, 72, 228, 230, 231, 233, 234, 239, 245
ENERGÍA, 31, 32
energía cinética, 115, 122
energía interna, 114
energía potencial, 114, 245
enfoque universal, 21
ensuciamiento, 72
entalpía-composición, 78
entalpías de mezclas, 77
Entorno de Simulación, 6, 43, 44, 50, 135, 153
equilibrio de fases, 235

Equilibrio liquido-vapor, 53
equipo rotodinámico, 23
Equipos a Simular, 46
equipos estáticos, 23
especialidades de la ingeniería, 10, 12, 22
Especificación de los Productos, 141
Especificación del Sistema Contra Incendio, 27
Especificación del Sistema de Control Avanzado, 23,
24, 27
Especificación del Sistema de Control Distribuido, 23,
24, 27
Especificación del Sistema de Paro de Emergencia,
23, 24, 27
especificaciones, 16, 22, 23, 24, 25, 26, 27, 29, 33, 37,
56, 57, 58, 60, 61, 68, 154, 164, 170, 171, 172, 188,
194
Especificaciones Civiles, 25
Especificaciones de equipo, 16
especificaciones de instrumentos, 23
Especificaciones de Tubería, 23, 24, 26
Especificaciones Eléctricas, 26
esquemas de entrada, 16, 41, 43, 220
ESQUEMAS de ENTRADA, 17, 43, 135, 153
esquemas de salida, 16, 18, 41, 43, 58, 149
ESQUEMAS de SALIDA, 17, 56, 136, 190
Esso K, 237
estequiometría, 32, 44, 50, 91, 92, 150, 151, 161
Estructura de la Materia, 32
Estructura de la Materia y la Energía, 32
estudio de impacto ambiental, 37
estudios de mecánica de suelos, 23, 25
etanolaminas, 14, 15, 17, 29, 135, 137, 139, 150
expansión térmica, 36
experto de entrada, 55, 167, 170

F

factor acéntrico, 225, 227
factor de servicio, 140, 150
Factores de ensuciamiento, 104, 106
falla de agua de enfriamiento, 36
falla de aire de instrumentos, 36
falla de energía eléctrica, 36
FASE, 69, 70
FCOREN, 72
FCORSAL, 72
fenómenos de transporte, 11, 14, 99, 100, 113, 221
Fensc, 72
Fenske, 84
Fi, 71
figuras de propiedad industrial, 22
filosofía de control, 23, 239
Filosofía de Operación, 24

flexibilidad, 23
fluido caliente, 72
fluido frío, 72
FLUJOVOL, 69, 70
FMASICO, 69, 70
fondos, 56, 77, 78, 80, 81, 82, 84, 85, 167
formas de entrada, 13
formas de salida, 13, 73
formato DBF, 73
formato delimitado por comas, 62
formatos DBF, 16, 221
fórmulas, 22
fotos, 15
Fourier, 99
fronteras del sistema, 115
fuego, 36
Fugacidad, 228

G

Garyson Streed, 236
Gibbs-Duhem, 234
gradiente, 99, 113, 116
grado de conversión, 150, 155, 162
grados de libertad, 32, 46, 57, 85, 171, 172, 173, 188
Gravedad Específica, 116, 140, 141
grupo, 237
grupo gráfico, 95, 109, 128
grupos, 58, 86, 87, 95, 101, 103, 108, 121, 128, 137
Guía Mínima, 16, 220

H

HAZOP, 34
HD, 69
HDBomba.DBF, 62, 72
HDCamCal.DBF, 62, 72
HDCol.DBF, 62, 71
HDReact.DBF, 62, 71
Hdsuc, 72
herramientas modernas de simulación, 13, 16, 220
Hf, 72
Hidráulico, 27, 28
hipotéticos, 50, 105, 119
Hojas de datos, 16, 62
hojas de datos para torres, 86
Hsdese, 72
Hssuc, 72
humedad absoluta, 125
Humedad Específica, 125
Humedad Relativa, 125
Hv, 72

Hysys, 234, 235

I

íconos, 45
índice de instrumentos, 23, 34
Índice de Líneas, 24, 25, 26
inestabilidad, 129, 130
INGENIERÍA BÁSICA, 6, 19, 20, 21, 22, 40, 41, 135, 137
Ingeniería Básica (alcance), 6, 24
Ingeniería Civil, 22, 23
INGENIERÍA de DETALLE, 6, 19, 20, 21, 22, 25
Ingeniería de Instrumentación, 22, 23
Ingeniería de Proceso, 22
ingeniería de procesos, 12, 21
Ingeniería de Tuberías, 22, 23
Ingeniería Eléctrica, 22, 23
ingeniería integral y concurrente, 10, 11, 16, 221, 222
Ingeniería Mecánica, 22, 23
Instalación de una Columna, 55
Instituto de Administración de Proyectos, 219
Instituto Mexicano del Petróleo, 5, 13
interacción hombre-máquina, 45
interacciones, 229
interferencias, 61
isométricos, 23, 26, 34, 37
I'EPSA, 15, 63, 157, 158, 159, 191, 194, 197, 199, 205, 208, 210, 211, 213, 215

J

Jacobiano, 53, 54

K

Kabadi Daner, 226
know how, 22

L

Layout, 6, 12, 16, 22, 24, 36, 37
Lee-Kesler Plöcker, 236
ley de distribución de frecuencias, 98
límite de batería, 36, 142
LINEA, 70
línea del estado térmico de la alimentación, 80
Lista de Equipo, 24, 25, 29, 135
lista de verificación, 23
ListEq.DBF, 62, 69

lóbulos, 115, 129
Localización de la Planta, 144
longitud tangente a tangente, 33

M

manométrica, 118, 123
Manual de Diseño de Obras Civiles C.F.E., 145
Manual de Operación, 24
Maqueta Electrónica Tridimensional Inteligente, 60
marcas, 22
Margules, 230, 231, 233, 234
Mariposa, 242
masas a relevar, 36
MATCONS, 69
materia, 69, 228
MATERIA, 31, 32
materiales de construcción, 33
materias primas, 29, 37, 135, 140, 149, 190
matriz de coeficientes, 53
McCabe-Thiele, 52, 78, 80, 82
MEA, 14, 17, 139, 141, 142, 148, 150, 151, 152, 153, 157, 158, 159, 191, 192, 193, 211
mecánica clásica, 13, 31
mecánica cuántica, 13, 31, 32
mecánica de fluidos, 14, 113, 114
mecánica de suelos, 37
mecánica estadística, 14, 32, 231, 232
mecánica ondulatoria, 13, 98
Mecánico, 25, 27, 28, 145
mecanismos de reacción, 91
media logarítmica de las diferencias de temperaturas, 102
memoria de cálculo, 27, 28, 61
método diferencial, 92
método integral, 92
métodos cortos, 103
Mezclador M-100, 158
mezclas binarias, 78, 83, 85
mezclas multicomponentes, 78, 82, 83, 84, 85
mínimo, 243
mínimo de calor, 81
mínimo de capacidad de enfriamiento, 81
MLDT, 102, 105
modelo tridimensional, 16, 61, 68, 86, 95, 108, 121, 128, 219, 220, 222
modelo tridimensional inteligente, 16, 68, 219, 220, 222
modelos cinéticos, 91
Modelos de Actividad, 228
modelos de equilibrio, 77, 78, 79, 80, 82, 153, 224
modelos físicos, 41
modelos teóricos, 14, 41, 46

modelos termodinámicos, 44, 237
modelos tridimensionales, 11, 12, 13, 18, 58, 60, 86, 95, 108, 121, 128, 221
modos de control, 129, 130
momentum angular, 32
momentum lineal, 32, 116
Monitor, 56, 170, 172

N

$N(C_2H_4OH)_3$, 141, 151
NEC, 145
necesidades de una sociedad, 21
Newton Raphson, 53
NFPA, 144
 $NH(C_2H_4OH)_2$, 151
 $NH_2C_2H_4OH$, 141, 151
 NH_3 , 139, 140, 147, 151
Nivelación, 25
niveles, 33
No. de Nusselt, 101
No. de Prandtl, 101
No. de Reynolds, 101
normalizar, 16
Normas, 24, 26, 27
notas generales, 24, 29
NPLATOS, 71
NPSH, 28, 72, 118, 121, 208
NRTL, 230, 231, 232, 234
número de platos mínimo, 80
número infinito de platos, 81

O

objeto, 224, 235, 240
Objeto, 45
Objetos del Diagrama de Flujo, 6, 43, 45, 135, 156
operaciones unitarias, 29, 45, 50, 51, 147, 149, 154, 156, 158, 183, 221
Operaciones Unitarias, 6, 43, 45, 50, 135, 158
órdenes de compra, 61
óxido de etileno, 14, 17, 29, 135, 139, 140, 142, 143, 147, 150, 151, 153

P

paleta de objetos, 49, 158
paquete de fluido, 6, 43, 44, 50, 104, 119, 135, 153, 154, 161, 224
paquete tecnológico, 22
Parámetros, 44, 56

partículas, 31, 32, 117, 123, 124
patentes de invenciones, 22
 Pavimentos, 25
Pdiseno, 72
 película, 100, 101
 película de espesor indefinido, 100
 Pemex-Refinación, 10, 60, 61, 250
 Peng Robinson, 225, 226, 227, 228
 pérdidas por fricción, 114, 117, 118
 perfil de temperaturas, 36, 176, 188
 perspectiva formal, 221
 Pesos moleculares promedio, 53
Pf, 71
 pie de plano, 33
 Plano de Localización, 6, 24, 25, 36
 plano de localización general, 12, 22, 29, 36, 221
 Plano de Pilotes, 25
 Planos Civiles, 25
 Planos Estructurales, 25
 plantillas, 51, 55
 plato de alimentación, 32, 33, 56, 77, 79, 81, 83, 84
 platos teóricos, 52, 71
 PLG, 6, 12, 16, 22, 24, 29, 36, 37, 38, 69, 221
 PMBOK, 219
 PMI, 219
 Ponchon y Savarit, 52, 78, 82
Pop, 72
Potencia al Freno BHP, 119
PRESION, 69, 70
Presión Absoluta, 123
 presión atmosférica, 123
Presión Crítica de Compresión, 125
Presión de operación, 72, 104, 105
Presión de Vapor, 117, 140, 141, 236
 principio de operación, 33, 114
 principios de conservación, 32, 53
 proceso unitario, 29
 procesos de destilación, 54, 104
 procura de equipos, 14, 135
 programación orientada a objetos, 45
 Project Management Institute, 219
 Propiedades de Columna, 55
 propiedades físicas, 44, 77, 103, 105, 108, 119, 140, 220, 224
 protecciones, 26
 PRSV, 227
 puente, 13, 60
 puesta en marcha, 12, 14, 135, 219, 222
Punto de Rocío, 125
 puntos de diferencia, 78, 79
Pvap, 72

Q

Qm, 72
Qr, 71
 quemadores, 36
Qv, 72

R

R1, 71
radiación, 13, 98, 99, 102, 103
 radiancia espectral, 99
 Reacción Química, 17
Reacciones Químicas, 47
 Reactor R-100, 152, 158
 recipientes, 239
 Recipientes atmosféricos, 25
 reconfiguración, 10
 Recta de las q, 80
 recta del estado térmico de la alimentación, 52, 81
 Redlich Kwong, 225, 226
 Reflujo, 55, 71
 Regla de Mezclado, 229
 Reglamento de Construcciones para el D.F, 145
Relación de Compresión, 124
 relación de reflujo, 56, 80, 81, 82, 84, 85, 170, 171, 172
 relación de reflujo mínima, 80, 83, 84
 relación de reflujo total, 80
 reportes, 15, 56, 58, 61, 62
REQCIME, 69
 requisiciones, 61
 Requisiciones, 26, 27
 revisión documental, 13, 16
 Rutas de Cableado, 26

S

satisfactores, 224
 satisfactores de la sociedad, 21, 41
 SCA, 23
 SCD, 23
 sección de agotamiento, 32, 77, 78, 79, 80, 81, 82
 sección de enriquecimiento, 77, 78, 80, 81
 sección de platos, 52, 55, 185
 sección de rectificación, 79, 81, 82
secretos industriales, 22
 secuencial, 10
 selección, 104, 116, 119, 120, 123, 126, 248, 249
Selección de Válvulas, 240
 Separador tipo flash V-100, 152, 158

Servicios Auxiliares, 24, 25, 144
 Shiras y colaboradores, 83
 Simbología, 24, 145
 simulación de procesos, 11, 14, 18, 21, 50, 77, 91, 98, 113, 135, 221, 224
 simulación sistematizada, 16, 41
SIMULACIÓN SISTEMATIZADA, 17
 simultánea, 10, 11, 51
 sistema de distribución general de fuerza, 23
 Sistema de Relevo, 24, 36
 sistema de trabajo, 16, 220
Sistema de Unidades, 6, 43, 44, 135, 153
 sistema Hidrosanitario, 25
 Sistema Ininterrumpible de Suministro de Energía, 26
 Sistemas de Alumbrado, 26
 sistemas de n ecuaciones simultáneas, 52
 sistemas de tierras, 26
 Sistemas General de Tierras y Pararrayos, 26
 sistemas multicomponentes, 52
 Sistemas Neumáticos, 28
 sistemática, 13, 16, 17
Soave Redlich Kowng, 225
 Solución Ideal, 228
 soporte teórico, 16, 77, 91, 98, 113
 Sour PR (ácido), 228
 Sour SRK (ácido), 226
 SPE, 23
 Stefan, 98
Sub-Diagrama de Flujo, 51
 Subestación Eléctrica, 26
 surge, 31, 129, 130

T

tabla, 234
 tabla periódica, 32
 tablilla de objetos, 45
TAG, 69, 71, 72
 tanques de desfogue, 36
 TEA, 14, 17, 139, 140, 141, 142, 148, 150, 151, 152, 153, 157, 159, 191, 192, 193, 202, 215
 tecnología, 5, 10, 12, 18, 21, 28, 29, 32, 224
 TEMA, 2, 15, 106, 145
TEMPERAT, 69, 70
Temperatura Absoluta, 124
Temperatura Crítica de Compresión, 124
Temperatura de Bulbo Húmedo, 125
Temperatura de Bulbo Seco, 125
TentFcal, 72
TentFfri, 72
 teoría cinética, 124
 Teoría de Columnas de Destilación, 54
 teoría electromagnética clásica, 13

Térmico, 27, 28
Términos, Definiciones y Conceptos, 116, 123
 termodinámica, 14, 86, 219, 221, 228
 Termodinámico, 27, 28
Tf, 71
 Thiele Geddes, 52
 tiempos ociosos, 10
 tierras y alumbrado, 23
 Típicos de Instalación, 26, 27
TIPO, 71, 72
 Tipo de válvula, 240
 tipos de cambiadores, 15, 106
 topología, 51, 52
 Torre de destilación de agua T-100, 152, 158
 trabajo, 5, 10, 11, 12, 15, 17, 32, 49, 50, 86, 95, 103, 108, 114, 121, 124, 128, 135, 147, 173, 180, 183, 187, 219, 221
 transferencia de calor, 7, 9, 14, 17, 18, 28, 47, 97, 98, 99, 100, 101, 102, 103, 104, 106, 113, 219
 transferencia de masa, 7, 8, 14, 17, 27, 46, 76, 77, 113, 219, 221, 248
 transferencia de momentum, 7, 9, 14, 17, 28, 48, 100, 112, 113, 116, 219
 transporte, 27, 113
 Trincheras, 25
TsalFcal, 72
TsalFfri, 72
 TubEnc.DBF, 62, 70
 Tubería Subterránea, 25
 TubMat.DBF, 62, 70

U

UNIQUEAC, 153, 211, 213, 215, 232, 234
 Urbanización, 25

V

vacío absoluto, 123
 válvulas de aguja, 242
 válvulas de alivio, 36, 142
 Válvulas de Control, 24
 válvulas de globo, 242
 válvulas de seguridad, 24, 33, 36, 143
 Van Laar, 230, 233, 234
 velocidad de reacción, 91, 92, 93
 velocidades de reacción, 91, 92
 Ventilación, 25
VISC, 70
Viscosidad, 70, 116, 140, 141
VOL, 71
 volatilidades relativas, 83

volumen de control, 114, 115, 122

W

Wilson, 226, 228, 230, 231, 233, 234

X

Xi. 69, 71, 235

Y

Yi. 69, 71, 235

Z

zona de inestabilidad, 129
Zudkevitch Joffe, 226