

SOFTWARE PARA INGENIEROS DE PROCESOS

Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



CONTENIDO

1. Introducción
2. Administrador de condiciones base para la simulación (*Simulation Basis Manager*)
3. Equipos básicos
Compresor, Turbina, Tee, Mezcladores, Bomba
4. Intercambiadores de calor
Cooler, Heater, Carcaza y tubo
5. Reactores químicos
CSTR, PFR, Gibbs, Equilibrio, Conversion
6. Equipos de separación
Separador *Flash*, Absorberdor, Destilador multicomponentes, Splitter
7. Diseño multiflowsheet

Otros : Databook.



HYSYS

Software de simulación multipropósitos para ingeniería de procesos

- **Diseño conceptual y básico**
- Diseño detallado
- Operabilidad de plantas



SIMULADORES DE PROCESOS

HYSYS es un simulador de procesos construido de forma **modular** y que opera internamente de manera **jerarquizada**

1. Corrientes (Propiedades termodinámicas y fisicoquímicas)

2. Evalúa grados de libertad de las corrientes y equipos

3. Módulos (Balances Masa y Energía)

4. Resuelve iteraciones de reciclos y/o optimizadores

- Modelos individuales resueltos eficientemente
- Poco versátiles, pero muy flexibles, muy confiables
- Métodos de convergencia robustos (Sustitución Directa, Wegstein, etc).



FILOSOFIA DE HYSYS

Cinco ambientes:

- Ambiente [Simulation Basis Manager](#)
- Ambiente [Oil Manager](#)

- Ambiente [Main](#)
- Ambiente [Subflowsheet](#)
- Ambiente [Column-Subflowsheet](#)

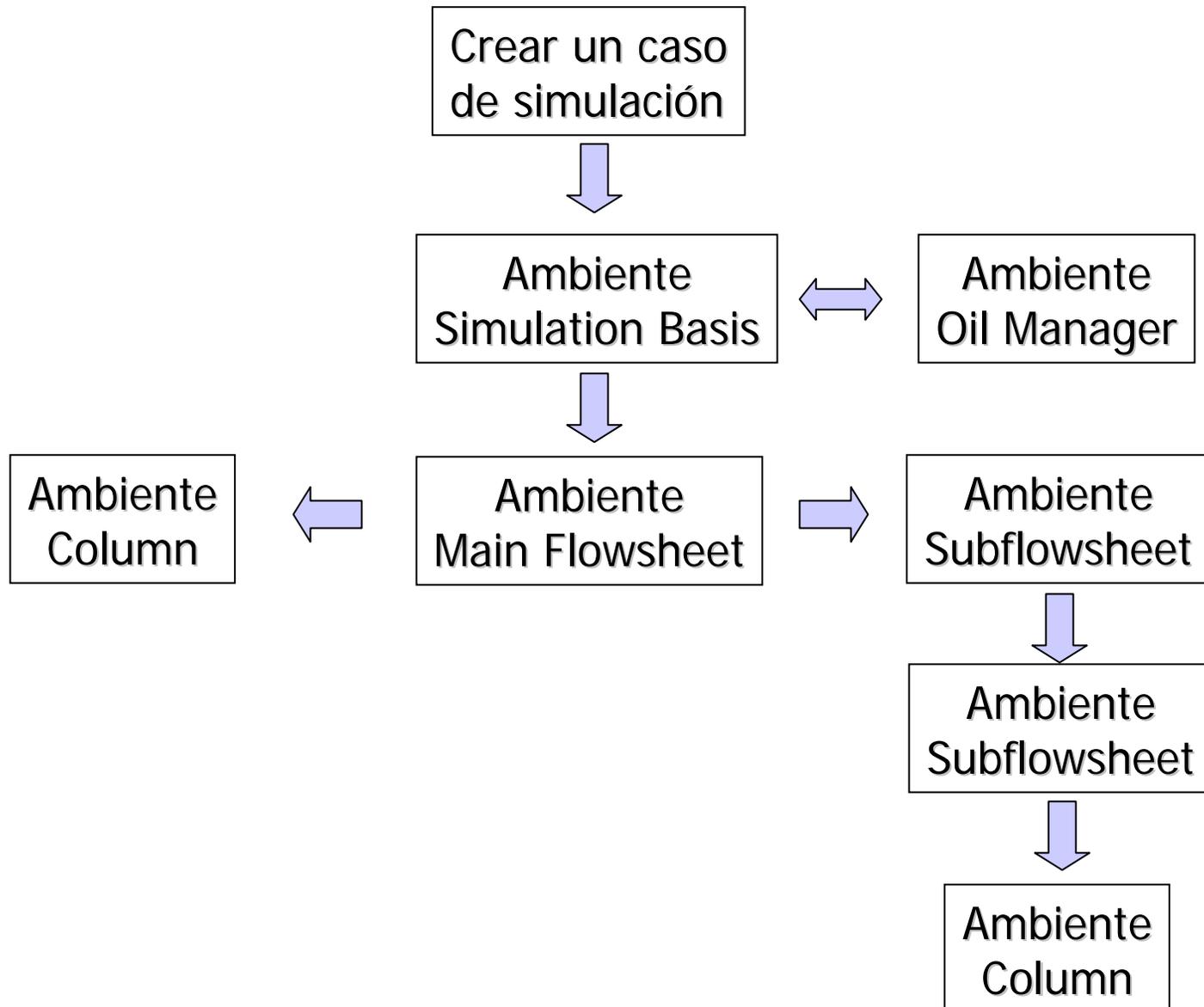


multiflowsheet
multisolver

Uso independiente, flexible, personalizable de las herramientas

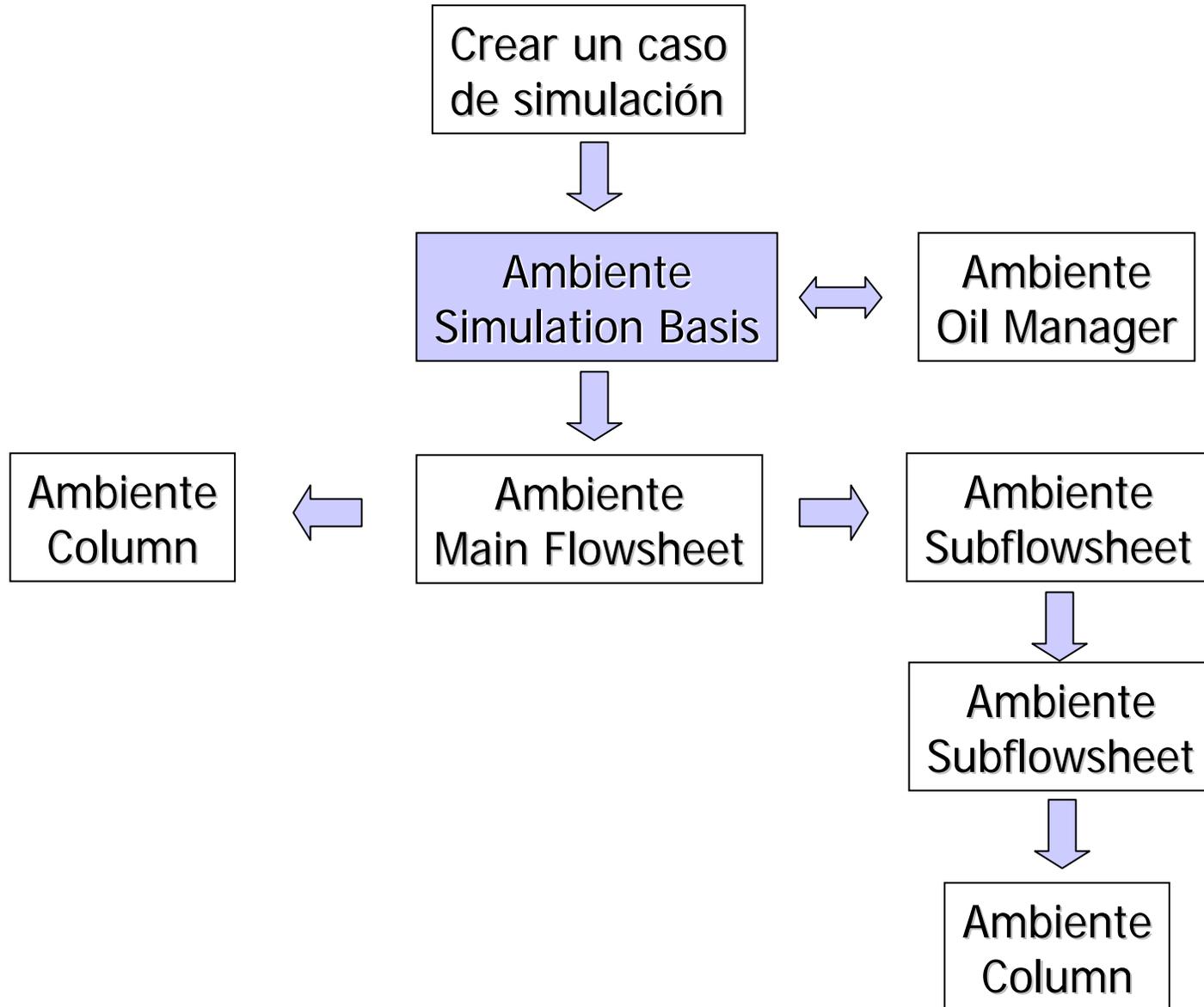


FILOSOFIA HYSYS





AMBIENTE BASIS





AMBIENTE BASIS

Paquete de fluidos

{ Lista de componentes
Modelo Termodinámico
Conjunto de reacciones

Ambiente
Basis



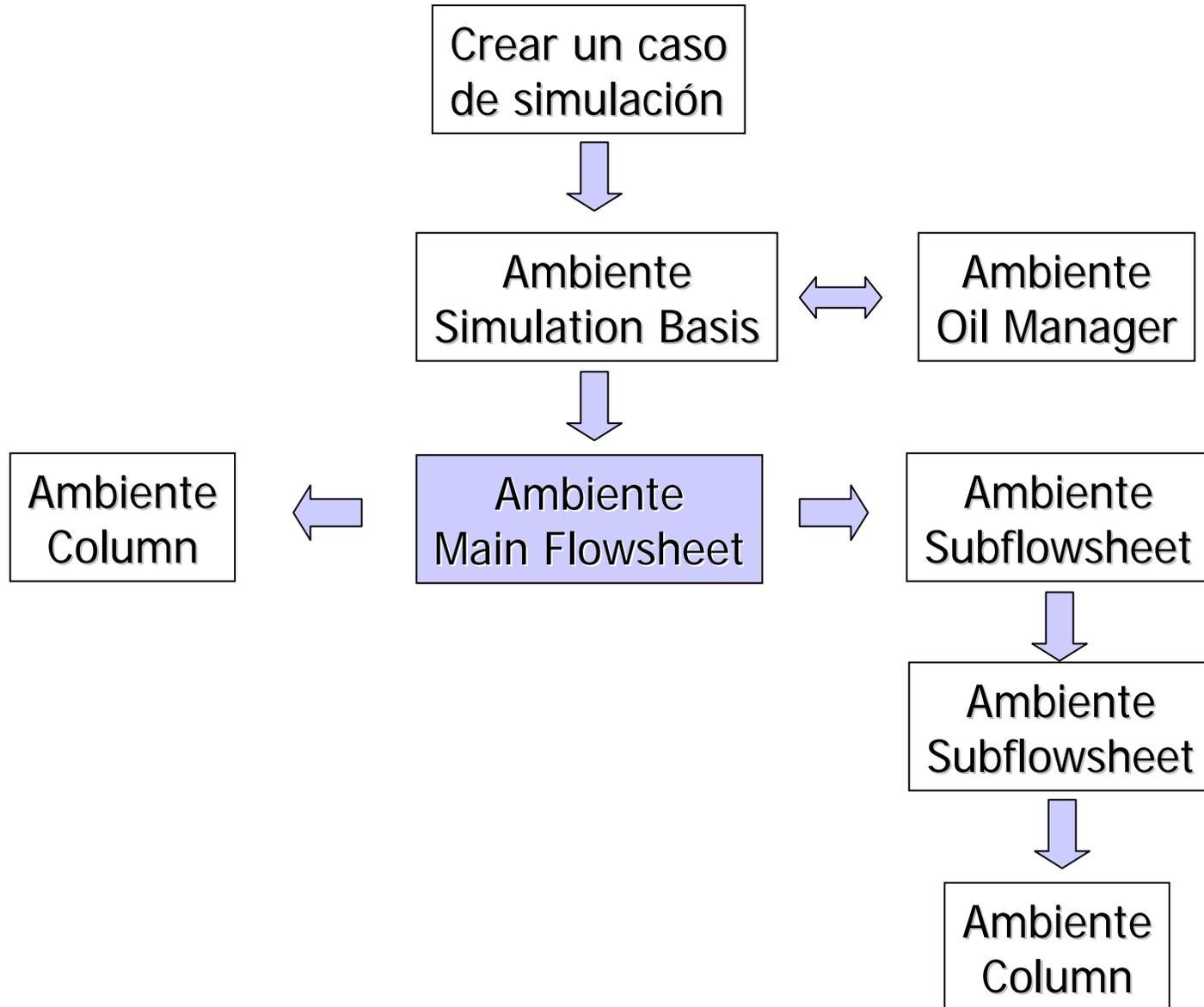
Paquete de fluidos 1 = Lista 1 + ModeloTermo 1

Paquete de fluidos 2 = Lista 2 + ModeloTermo 2 + Rxns 2

Paquete de fluidos 3 = Lista 1 + ModeloTermo 2 + Rxns 3



AMBIENTE MAIN



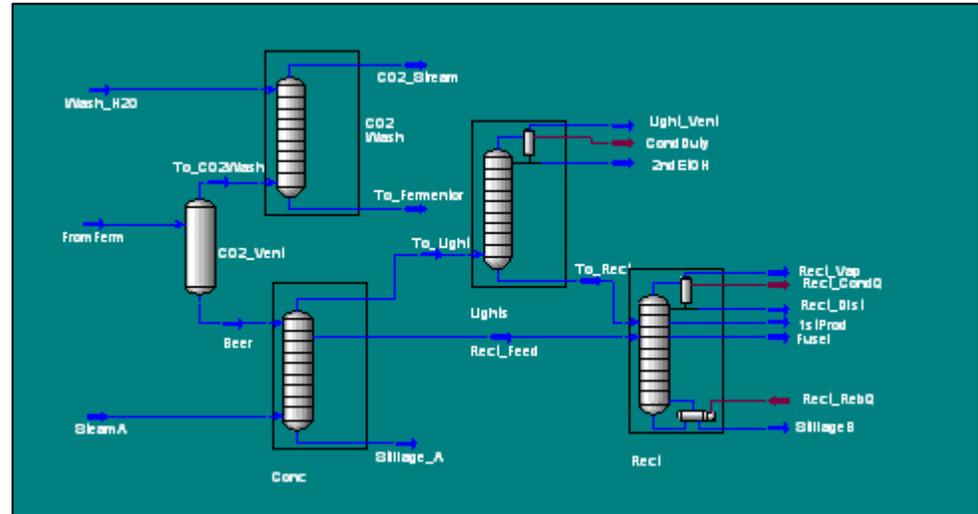


AMBIENTE MAIN

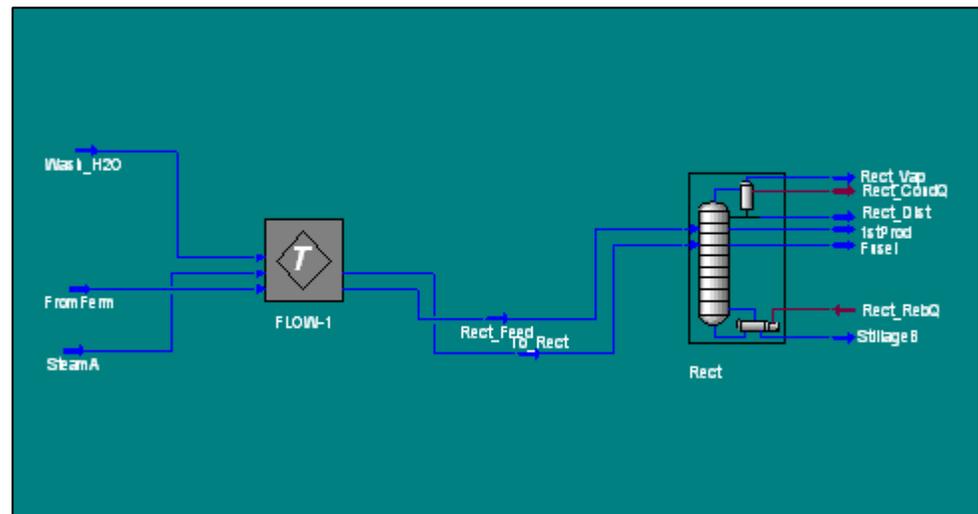
Ambiente
Main



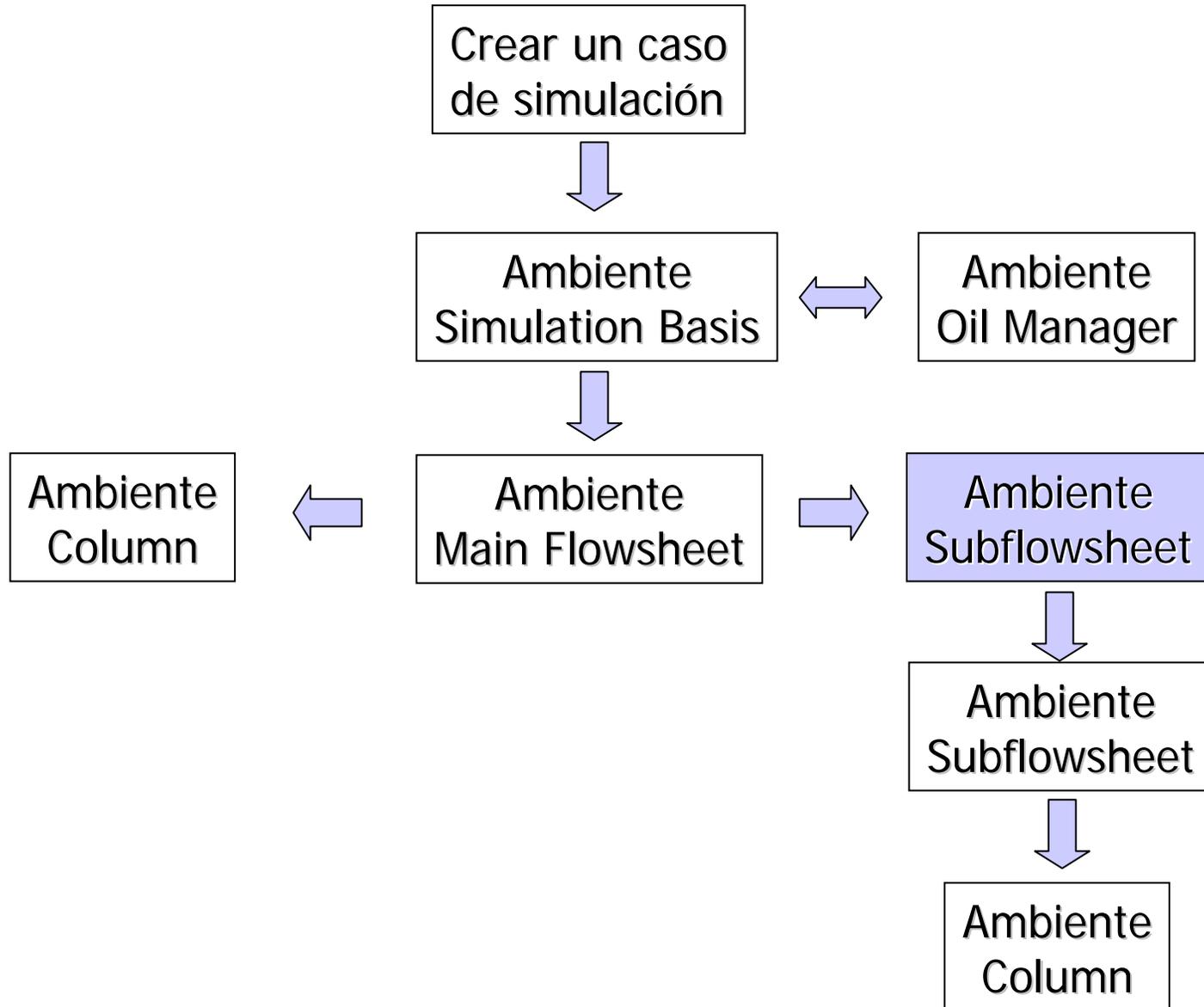
Flowsheet



MultiFlowsheet



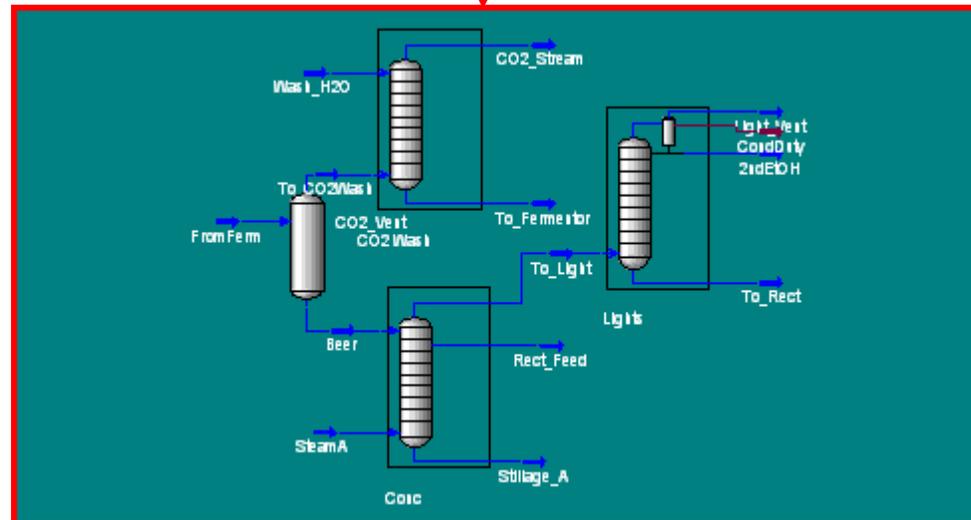
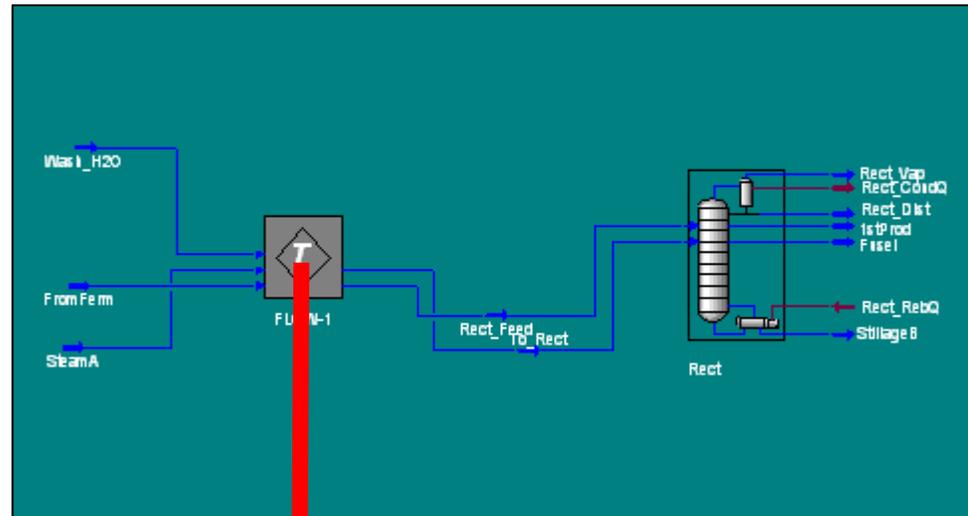
AMBIENTE SUBFLOWSHEET





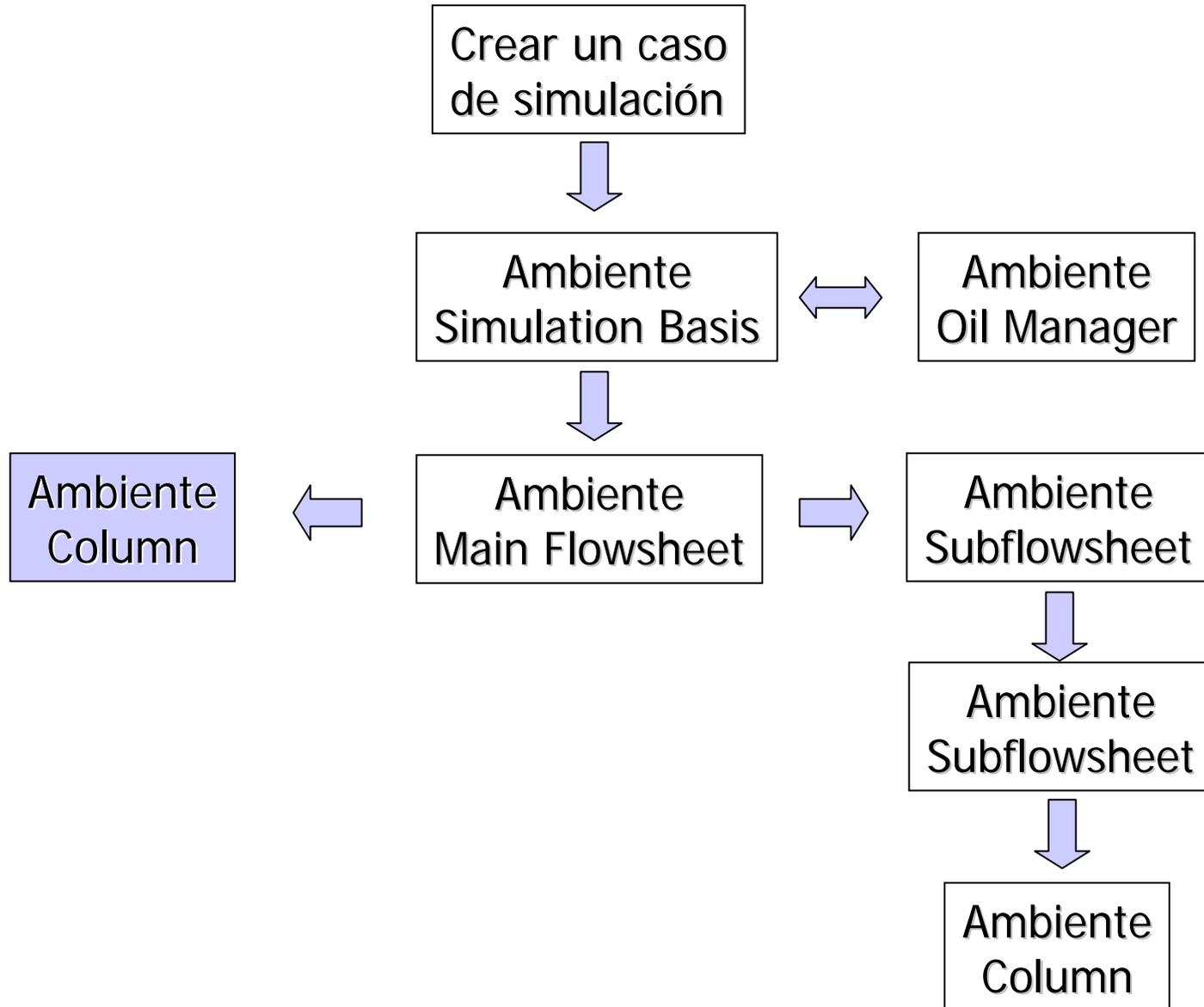
AMBIENTE SUBFLOWSHEET

Ambiente
subflowsheet





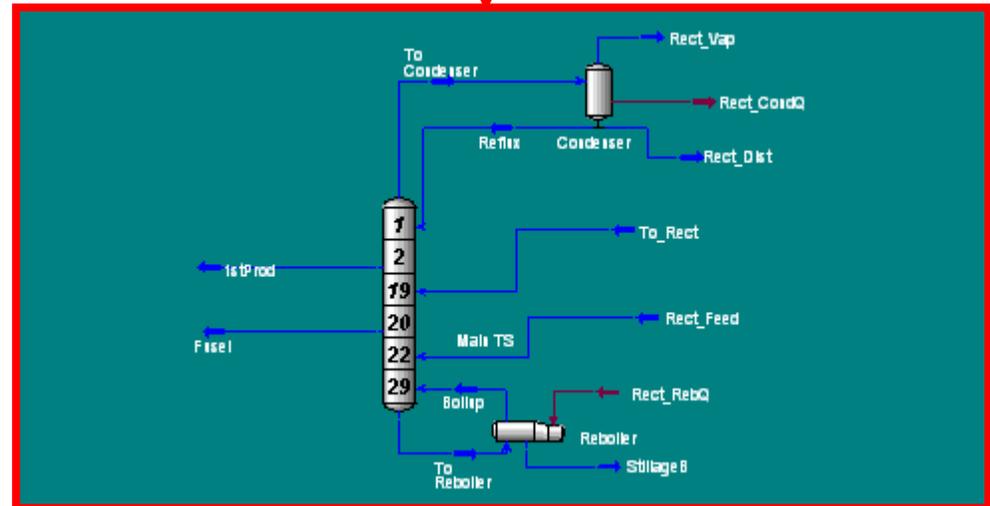
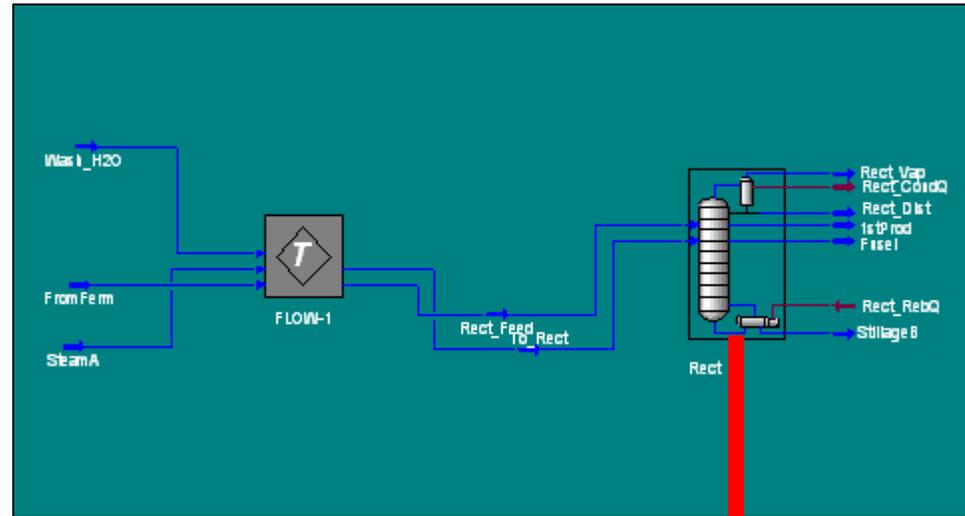
AMBIENTE COLUMN





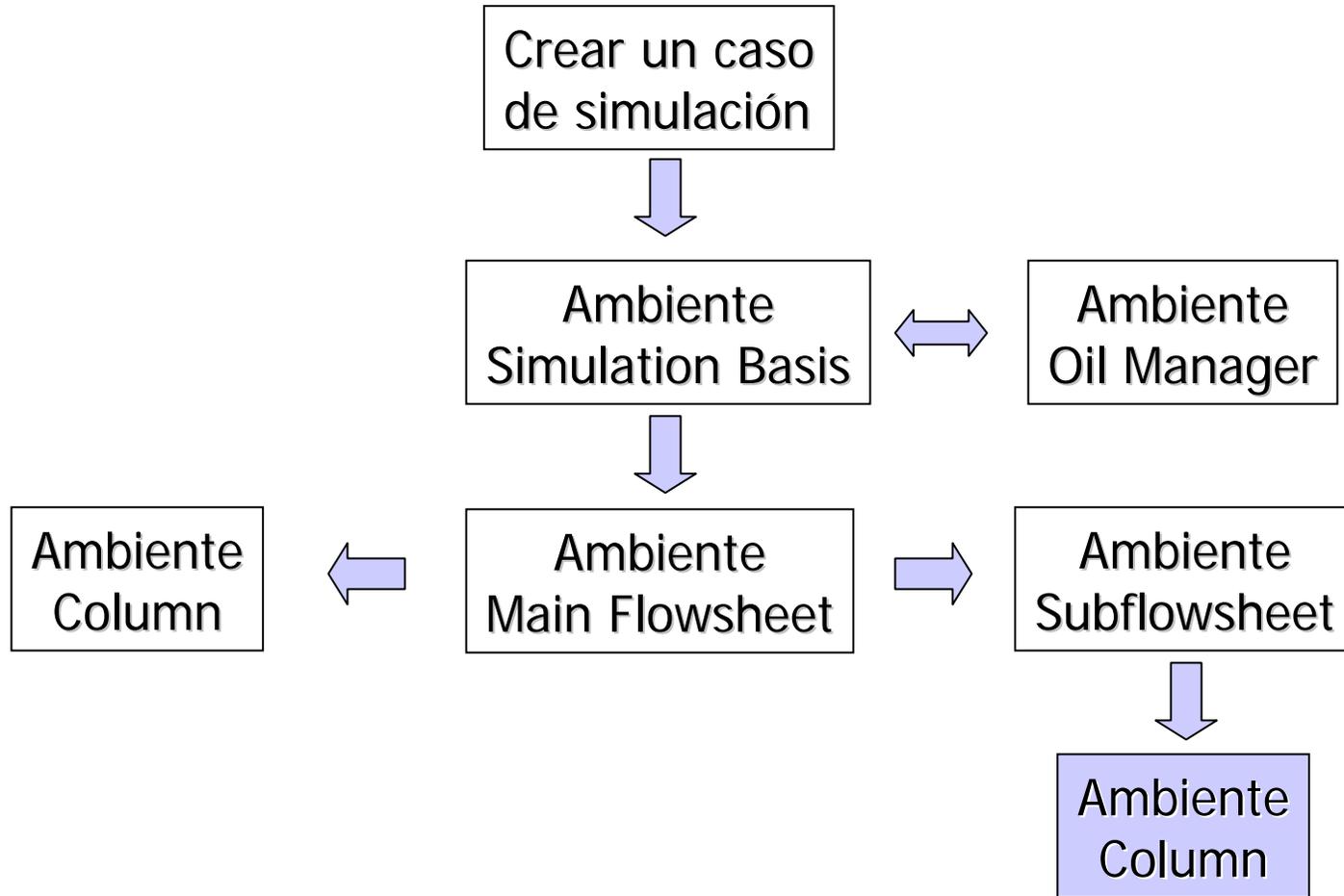
AMBIENTE COLUMN

Ambiente
Column





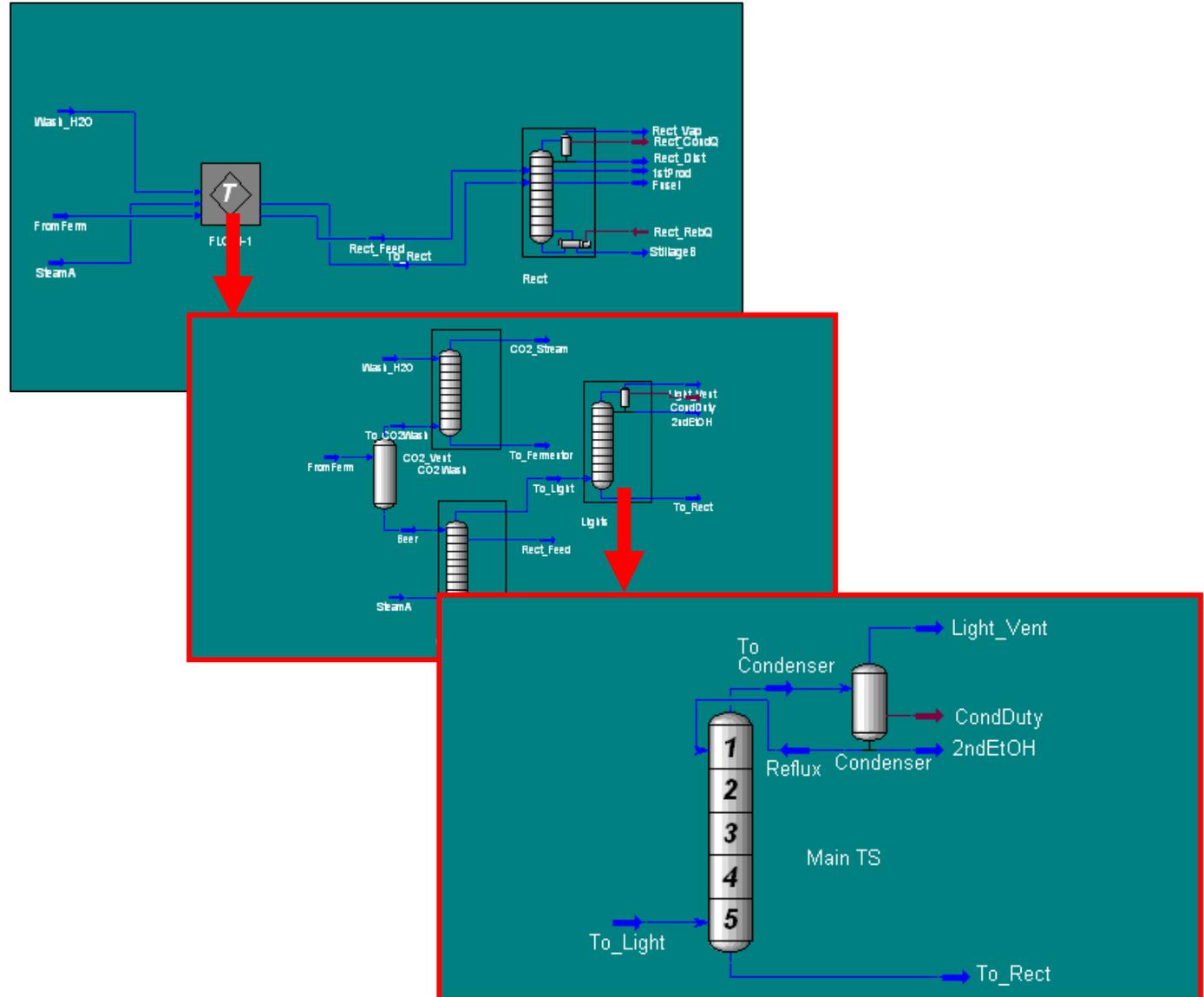
AMBIENTE COLUMN





AMBIENTE COLUMN

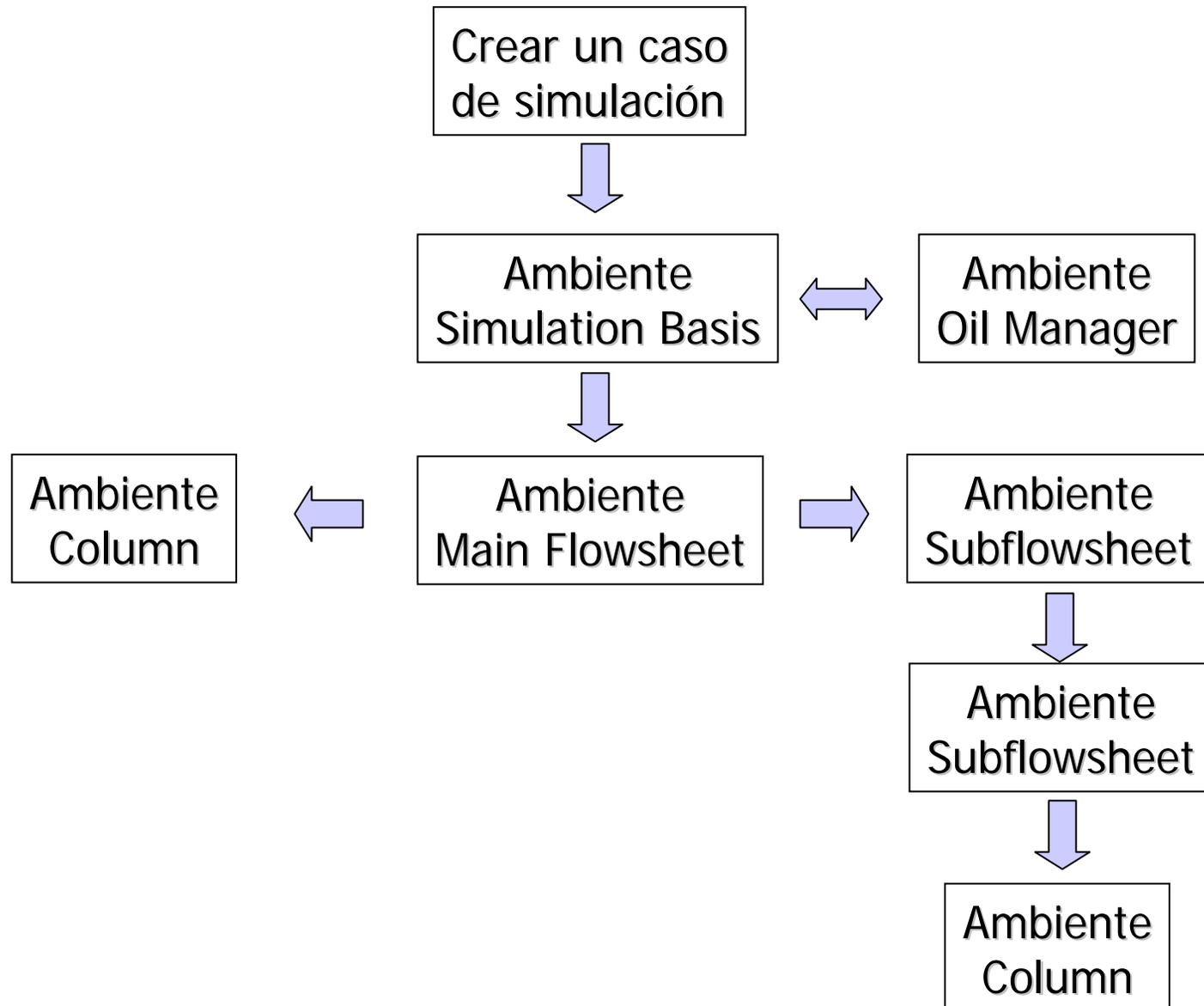
Ambiente
Column



Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



FILOSOFIA HYSYS





Qué modelos utiliza HYSYS?



Balances de Masa

Balances de Energía

~~Balances de Cantidad Mov.~~ →

Termodinámica

Ecuaciones Constitutivas

Estado Estable : Caída de Presión

Estado Transitorio : Hidrodinámica
(Dimensiones)



Qué modelos utiliza HYSYS?



Sistema de Ecuaciones No Lineales

Cómo se soluciona?

Métodos numéricos (Solvers)

Número de Ecuaciones = Número Incógnitas
Grados de libertad = 0



Qué modelos utiliza HYSYS?



Los grados de libertad para la convergencia de una simulación son:

$$\begin{aligned} \text{Corrientes Entrada} + \boxed{\text{EQUIPO}} & \Rightarrow \text{Corrientes Salida} \\ \text{Corrientes Salida} + \boxed{\text{EQUIPO}} & \Rightarrow \text{Corrientes Entrada} \\ \text{Corrientes Entrada} + \text{Corrientes Salida} & \Rightarrow \boxed{\text{EQUIPO}} \end{aligned}$$



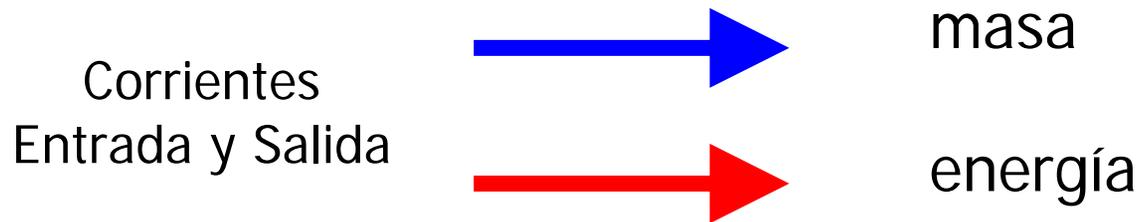
Qué modelos utiliza HYSYS?



Las corrientes son tanto de masa como de energía



Qué modelos utiliza HYSYS?



Los grados de libertad para la definir una **corriente de masa** son:

Dos variables de estado	Fracción Vapor Temperatura Presión
Un Flujo	Molar Másico
Una Composición	Volumétrico

Para definir una **corriente de energía** basta solo con el flujo de energía

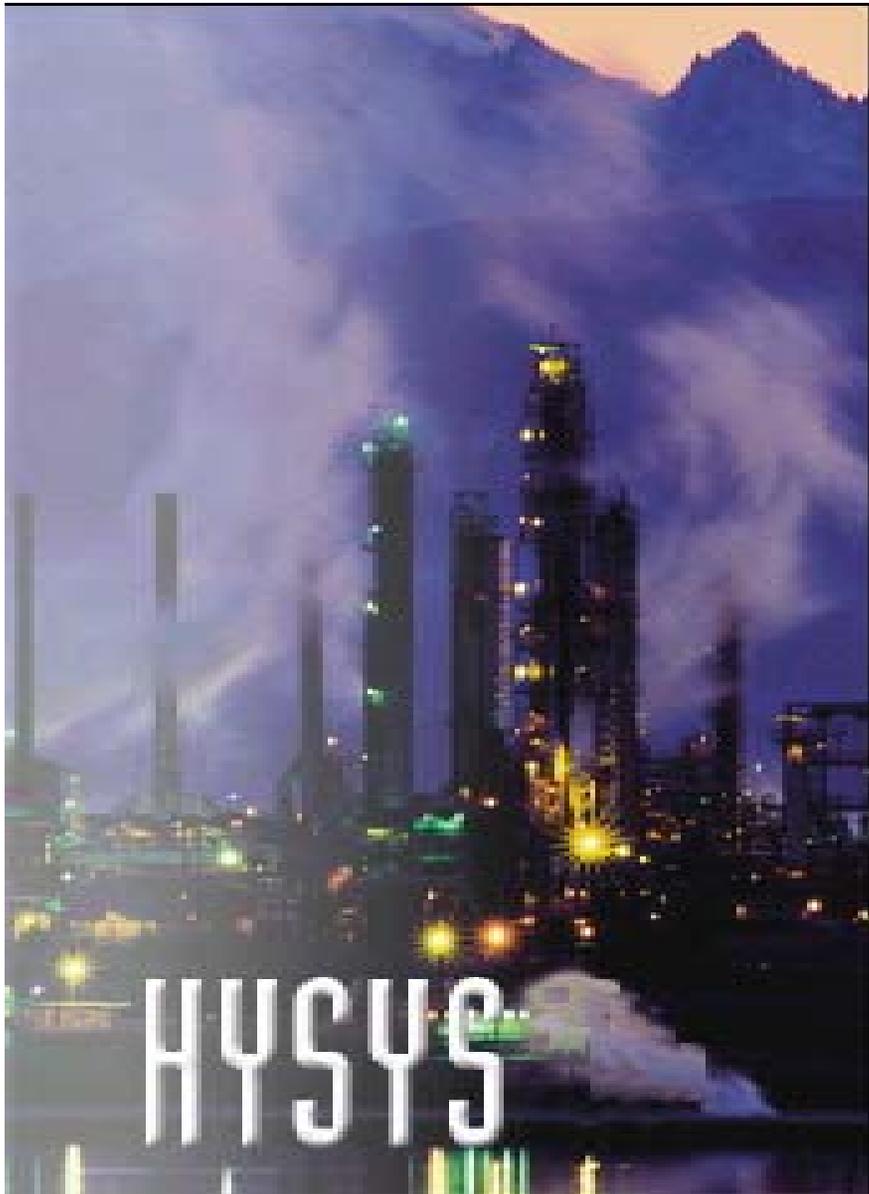


Qué modelos utiliza HYSYS?

EQUIPO

Los grados de libertad para la convergencia de un **equipo** son:

Todos los equipos	Caída de presión
Intercambiadores	UA, TEMA, # Pasos, # tubos , etc...
Reactor CSTR, PFR	Dimensiones (V,L,D, etc.)
Columnas	# platos, P_{Tope} , P_{fondo} , Especificaciones
Pipe segment	L, D, shcedule, material, etc.



AMBIENTE BASIS

**SOFTWARE PARA
INGENIEROS DE PROCESOS**



ADMINISTRADOR BASE (*Simulation Basis Manager*)

Lista de
componentes

+

Paquete de propiedades
(modelo termodinámico)

+

Conjunto de reacciones



COMPONENTES (*Components*)

- Permite observar las propiedades fundamentales de cada compuesto
- Posee filtros por nombre(s) y/o fórmula química
- Posee filtros por grupo funcional o modelo termodinámico
- Permite construir cualquier cantidad y tipo de combinaciones de listas

Existe una lista llamada *MasterList* que acumula los compuesto de todas las lista creadas



COMPONENTES

Componentes
a simular

Filtros

Filtros

Environment: Basis
Mode: Steady State

Component List View

Add Component

- Components
 - Traditional
 - Electrolyte
 - Hypothetical
 - Other

Selected Components

- 1-Pentanol
- Air
- Ethanol
- H2O

Components Available in the Component Library

Match:

Sim Name Full Name / Synonym Formula

1,2-Hexdiene	Hexa-1,2-Diene	C6H10
Di2C2C6Adipa	Hexanedioic_Acid_bis(2-Ethylhexyl)ester	C22H42O4
Hlcbn4.2	Hlcbn4.2	<Unknown>

Show Synonyms Cluster

Filters

Property Package Filter

- Recommended Only
-

Family Type Filter

- Use Filter
- Hydrocarbons
- Solids
- Miscellaneous
- Amines
- Alcohols
- Ketones
- Aldehydes
- Esters
- Carboxylic Acids
- Halogens
- Nitriles
- Phenols
- Ethers
- User-Defined

Selected Component by Type

Name

Base de
datos



PAQUETES DE FLUIDOS (Fluid Packages)

Modelo Termodinámico

Modelos que representan el comportamiento de las distintas fases (sólido, líquido(s), vapor) según el valor de sus variables termodinámicas (T , P , FV) y su composición.

Existen de tres tipos:

- Modelos de **actividad** (líquidos)
- Modelos de **ecuación de estado - EOS** (gases)
- Modelos **misceláneos** (semiempíricos)



MODELOS DE ECUACION DE ESTADO

EOS	Description
GCEOS	This model allows you to define and implement your own generalized cubic equation of state including mixing rules and volume translation.
Kabadi Danner	This model is a modification of the original SRK equation of state, enhanced to improve the vapour-liquid-liquid equilibria calculations for water-hydrocarbon systems, particularly in dilute regions.
Lee-Kesler Plocker	This model is the most accurate general method for non-polar substances and mixtures.
Peng-Robinson	This model is ideal for VLE calculations as well as calculating liquid densities for hydrocarbon systems. Several enhancements to the original PR model were made to extend its range of applicability and to improve its predictions for some non-ideal systems. However, in situations where highly non-ideal systems are encountered, the use of Activity Models is recommended.
PRSV	This is a two-fold modification of the PR equation of state that extends the application of the original PR method for moderately non-ideal systems.
SRK	In many cases it provides comparable results to PR, but its range of application is significantly more limited. This method is not as reliable for non-ideal systems.
Sour PR	Combines the PR equation of state and Wilson's API-Sour Model for handling sour water systems.
Sour SRK	Combines the Soave Redlich Kwong and Wilson's API-Sour Model.
Zudkevitch Joffee	Modification of the Redlich Kwong equation of state. This model has been enhanced for better prediction of vapour-liquid equilibria for hydrocarbon systems, and systems containing Hydrogen.



MODELOS DE ACTIVIDAD

Activity Model	Description
Chien Null	Provides a consistent framework for applying existing Activity Models on a binary by binary basis. It allows you to select the best Activity Model for each pair in your case.
Extended NRTL	This variation of the NRTL model allows you to input values for the A_{ij} , B_{ij} , C_{ij} , $Alp1_{ij}$ and $Alp2_{ij}$ parameters used in defining the component activity coefficients. Apply this model to systems: <ul style="list-style-type: none">• with a wide boiling point range between components.• where you require simultaneous solution of VLE and LLE, and there exists a wide boiling point range or concentration range between components.
General NRTL	This variation of the NRTL model allows you to select the equation format for equation parameters: τ and α . Apply this model to systems: <ul style="list-style-type: none">• with a wide boiling point range between components.• where you require simultaneous solution of VLE and LLE, and there exists a wide boiling point or concentration range between components.
Margules	This was the first Gibbs excess energy representation developed. The equation does not have any theoretical basis, but is useful for quick estimates and data interpolation.



MODELOS DE ACTIVIDAD

Activity Model	Description
NRTL	This is an extension of the Wilson equation. It uses statistical mechanics and the liquid cell theory to represent the liquid structure. It is capable of representing VLE, LLE, and VLLE phase behaviour.
UNIQUAC	Uses statistical mechanics and the quasi-chemical theory of Guggenheim to represent the liquid structure. The equation is capable of representing LLE, VLE, and VLLE with accuracy comparable to the NRTL equation, but without the need for a non-randomness factor.
van Laar	This equation fits many systems quite well, particularly for LLE component distributions. It can be used for systems that exhibit positive or negative deviations from Raoult's Law, however, it cannot predict maxima or minima in the activity coefficient. Therefore it generally performs poorly for systems with halogenated hydrocarbons and alcohols.
Wilson	First activity coefficient equation to use the local composition model to derive the Gibbs Excess energy expression. It offers a thermodynamically consistent approach to predicting multi-component behaviour from regressed binary equilibrium data. However the Wilson model cannot be used for systems with two liquid phases.



MODELOS MISCELANEOS

Model	Description
Chao Seader	Use this method for heavy hydrocarbons, where the pressure is less than 10342 kPa (1500 psia), and temperatures range between -17.78 and 260 °C (0-500 °F).
Grayson Streed	Recommended for simulating heavy hydrocarbon systems with a high hydrogen content.

Vapour Pressure Models	Description
Antoine	This model is applicable for low pressure systems that behave ideally.
Braun K10	This model is strictly applicable to heavy hydrocarbon systems at low pressures. The model employs the Braun convergence pressure method, where, given the normal boiling point of a component, the K-value is calculated at system temperature and 10 psia (68.95 kPa).
Esso Tabular	This model is strictly applicable to hydrocarbon systems at low pressures. The model employs a modification of the Maxwell-Bonnel vapour pressure model.



MODELOS MISCELANEOS

Property Package	Description
Amine Pkg	Contains thermodynamic models developed by D.B. Robinson & Associates for their proprietary amine plant simulator, AMSIM. You can use this property package for amine plant simulations with HYSYS.
ASME Steam	Restricted to a single component, namely H ₂ O. Uses the ASME 1967 Steam Tables.
NBS Steam	Restricted to a single component, namely H ₂ O. Utilizes the NBS 1984 Steam Tables.
MBWR	This is a modified version of the original Benedict/Webb/Rubin equation. This 32-term equation of state model is applicable for only a specific set of components and operating conditions.
OLI_Electrolyte	Developed by OLI Systems Inc. and used for predicting the equilibrium properties of a chemical system including phase and reactions in a water solution.



CUAL PAQUETE DE FLUIDOS ?

Componentes	Modelo Termodinámico
<ul style="list-style-type: none">• Ideales• Hidrocarburos livianos• Acidos carboxílicos• Electrolitos• Aminas•(ver manuales) <p>....los demás.....</p>	<p>Antoine</p> <p>Peng-Robinson</p> <p>NRTL</p> <p>OLI_Electrolyte</p> <p>Amina pkg</p> <p>UNIQUAC</p>



CUAL PAQUETE DE FLUIDOS ?

Type of System	Recommended Property Method
TEG Dehydration	PR
Sour Water	PR, Sour PR
Cryogenic Gas Processing	PR, PRSV
Air Separation	PR, PRSV
Atm Crude Towers	PR, PR Options, GS
Vacuum Towers	PR, PR Options, GS (<10 mm Hg), Braun K10, Esso K
Ethylene Towers	Lee Kesler Plocker
High H ₂ Systems	PR, ZJ or GS (see T/P limits)
Reservoir Systems	PR, PR Options
Steam Systems	Steam Package, CS or GS
Hydrate Inhibition	PR
Chemical systems	Activity Models, PRSV
HF Alkylation	PRSV, NRTL (Contact Hyprotech)
TEG Dehydration with Aromatics	PR (Contact Hyprotech)
Hydrocarbon systems where H ₂ O solubility in HC is important	Kabadi Danner
Systems with select gases and light hydrocarbons	MBWR



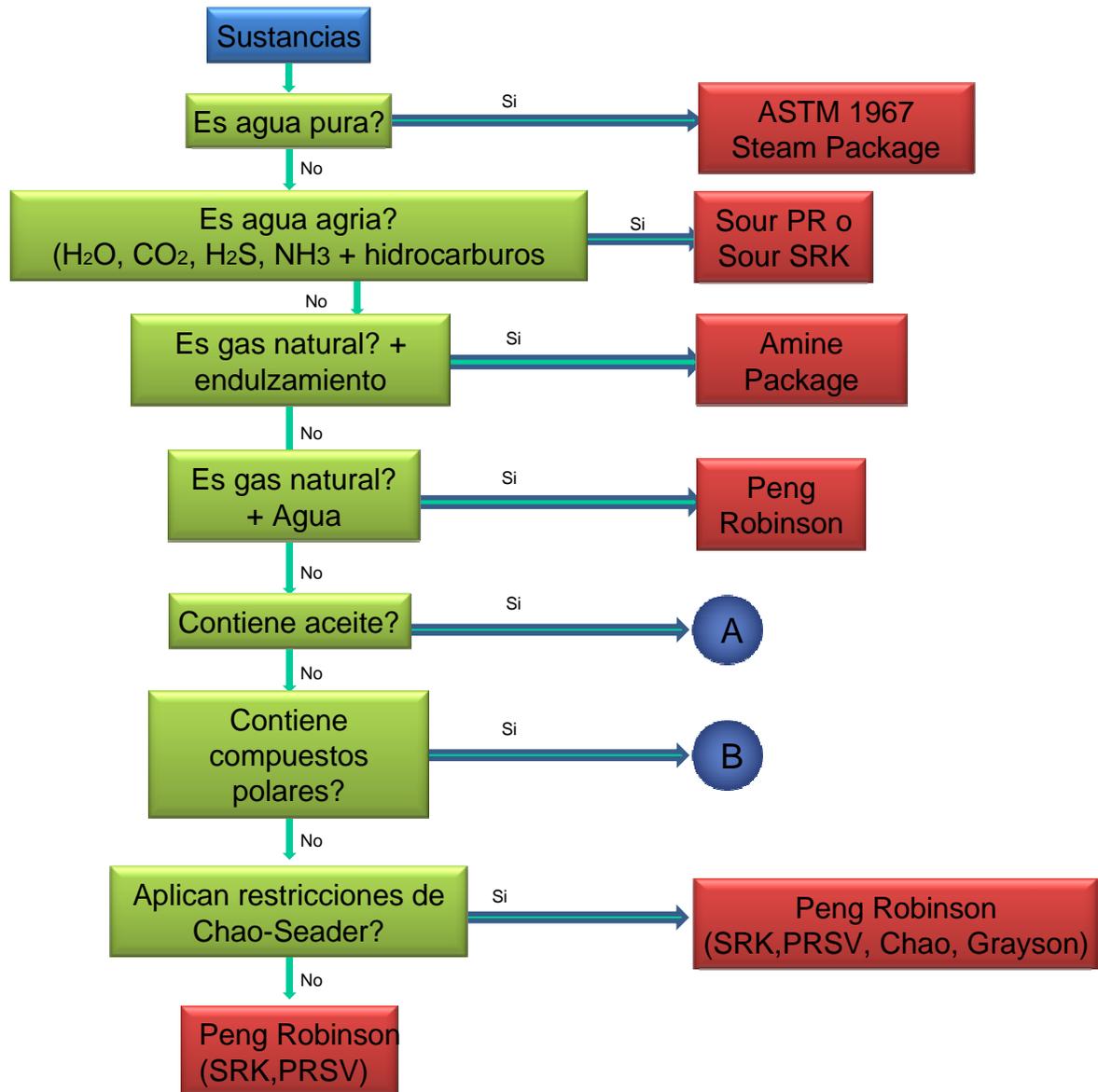
CUAL PAQUETE DE FLUIDOS ?

APPLICATION	Margules	van Laar	Wilson	NRTL	UNIQUAC
Binary Systems	A	A	A	A	A
Multicomponent Systems	LA	LA	A	A	A
Azeotropic Systems	A	A	A	A	A
Liquid-Liquid Equilibria	A	A	N/A	A	A
Dilute Systems	?	?	A	A	A
Self-Associating Systems	?	?	A	A	A
Polymers	N/A	N/A	N/A	N/A	A
Extrapolation	?	?	G	G	G

*A = Applicable; N/A = Not Applicable; ? = Questionable; G = Good;
LA = Limited Application*



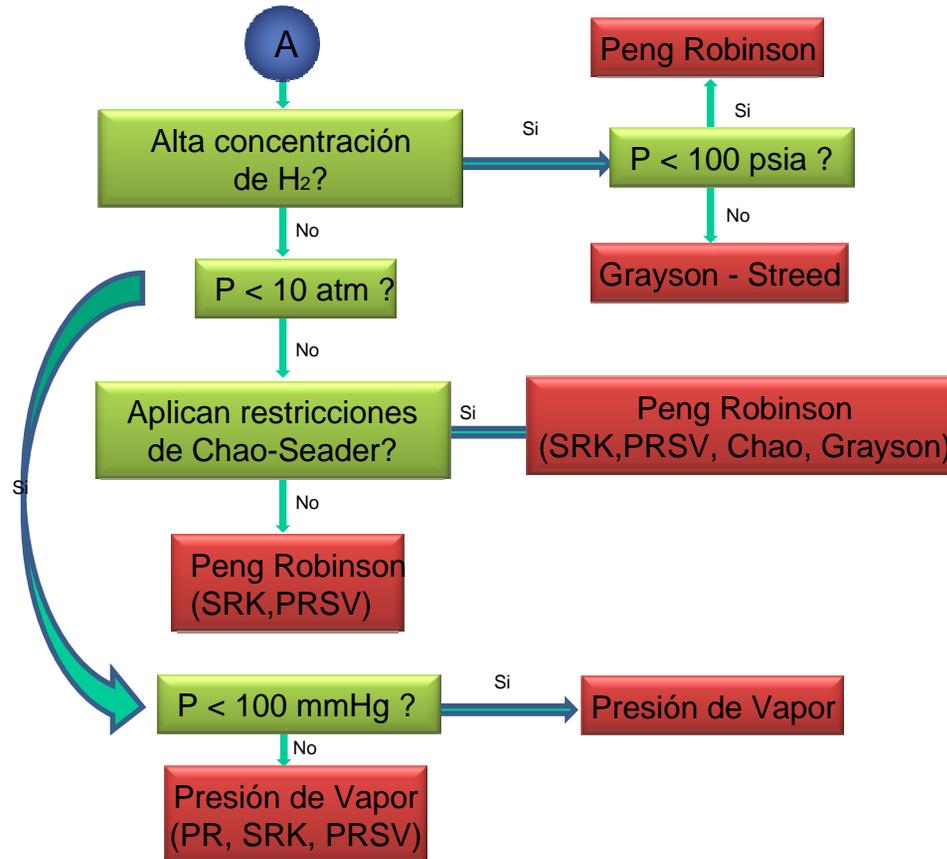
CUAL PAQUETE DE FLUIDOS ?



-  Paquete propiedades
-  Pregunta
-  Inicio



CUAL PAQUETE DE FLUIDOS ?

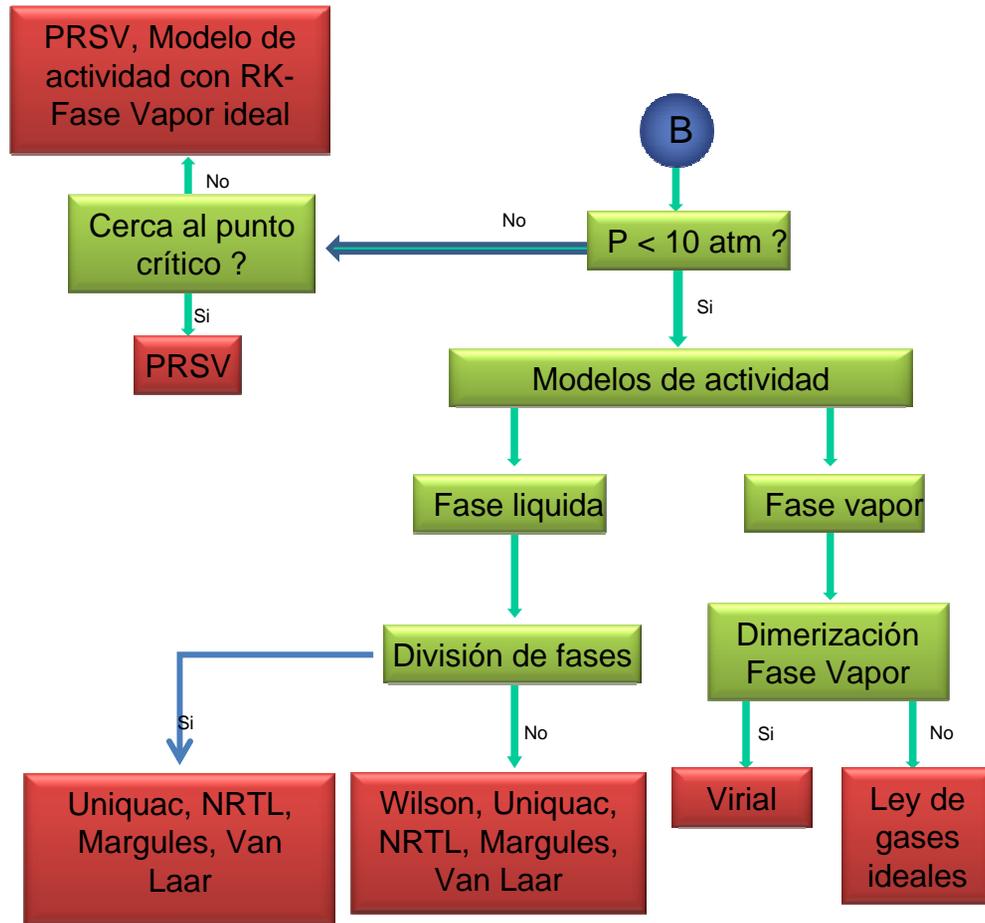


Restricciones de Chao-Seader:

- ✓ $0 < T < 500$ F y $P < 1000$ psia
- ✓ Hidrocarburos (excepto metano), $0.5 < Tr < 1.3$ y Pr mezcla < 0.8
- ✓ Si hay CH₄ o H₂, Tr mezcla < 0.93 y CH₄ < 0.3 fracción mol y gases disueltos < 0.2 fracción mol
- ✓ Para predecir K de parafinas y olefinas, fase líquida aromáticos < 0.5 fracción mol. Para aromáticos la regla inversa



CUAL PAQUETE DE FLUIDOS ?





REACCIONES (Reactions)

Tipo de reacción	Tipo de reactor
Conversión	Conversión
Equilibrio	Equilibrio, Gibbs
Catálisis Heterogénea	Flujo pistón (PFR)
Kinetic	Flujo pistón (PFR), CSTR
Simple Rate	Flujo pistón (PFR), CSTR





TIPOS DE FLUJOS VOLUMETRICOS

Std. Ideal Liq. Vol. Flow

(condiciones ideales)

$$= \frac{\text{Flujo Molar} \times \text{PesoMol}}{\rho_{\text{ideal},60^{\circ}\text{F}}}$$

Ideal Vol. Flow @ Std. Cond.

(algunos efectos de mezcla no ideal)

$$= \frac{\text{Flujo Molar} \times \text{PesoMol}}{\rho_{\text{Std.}}}$$

Actual Vol. Flow

(T y P reales)

$$= \frac{\text{Flujo Molar} \times \text{PesoMol}}{\rho_{(T,P)}}$$

Standard Gas Flow

(Ley de gas ideal)

$$= \frac{\text{Flujo Molar} \times R \times T}{P}$$

Actual Gas Flow

(T y P reales)

$$= \frac{\text{Flujo Molar} \times \text{PesoMol}}{\rho_{(T,P)}}$$



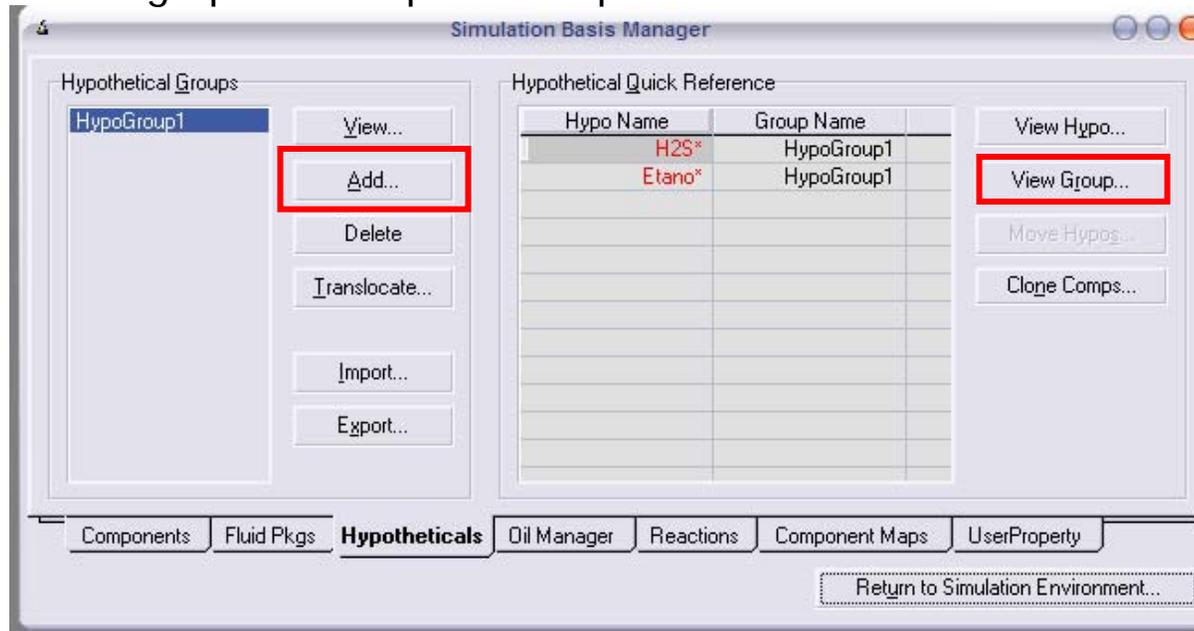
COMPUESTOS HIPOTETICOS

Un **compuesto hipotético** es un compuesto que no existe en la base de datos de HYSYS y que debe ser creado por el usuario.

EJEMPLO

En la pestaña Hypotheticals del Ambiente Basis

1) Adicione un grupo de compuestos hipotéticos haciendo clic en el botón **Add**



2) Adicione los hipotéticos del nuevo grupo haciendo clic en el botón **View Group**

COMPUESTOS HIPOTETICOS

3) Adicione el primer hipotético haciendo clic en el botón **Add Hypo**

Tabular Hypothetical Input

Hypo Group Controls

Group Name: Estimation Methods... Clone Library Comps...

Component Class: Estimate Unknown Props Notes

Name	NBP [C]	MW	Liq Density [kg/m3]	Tc [C]	Pc [kPa]	Vc [m3/kgmole]	Acentricity
H2S*	-59.65	34.08	200.00	82.63	4906.14	0.1724	0.0675
Etano*	-88.60	30.07	355.68	29.18	5029.93	0.1475	0.1386

Individual Hypo Controls

Base Properties Vapour Pressure

4) Adicione el segundo hipotético haciendo clic nuevamente en el botón **Add Hypo**

5) Ingrese las propiedades de cada compuesto que ud. conozca (Normal Boiling Point, Peso Mol, etc.). Si lo desea modifique el nombre del compuesto en la casilla **Name**.

6) Si conoce la estructura UNIFAC entonces ingrésela haciendo clic en el botón **UNIFAC**

COMPUESTOS HIPOTETICOS

- De la lista de la derecha seleccione los grupos funcionales perteneciente a la molécula hipotética.
- Defina la cantidad de grupos funcionales de la molécula en la lista de la izquierda.

Lista de número de grupos funcionales

Lista de grupos funcionales

Grados de libertad

Sub Group	How Many
1	1
1	1
0	0
0	0
0	0
0	0
0	0
0	0
0	0
0	0
0	0

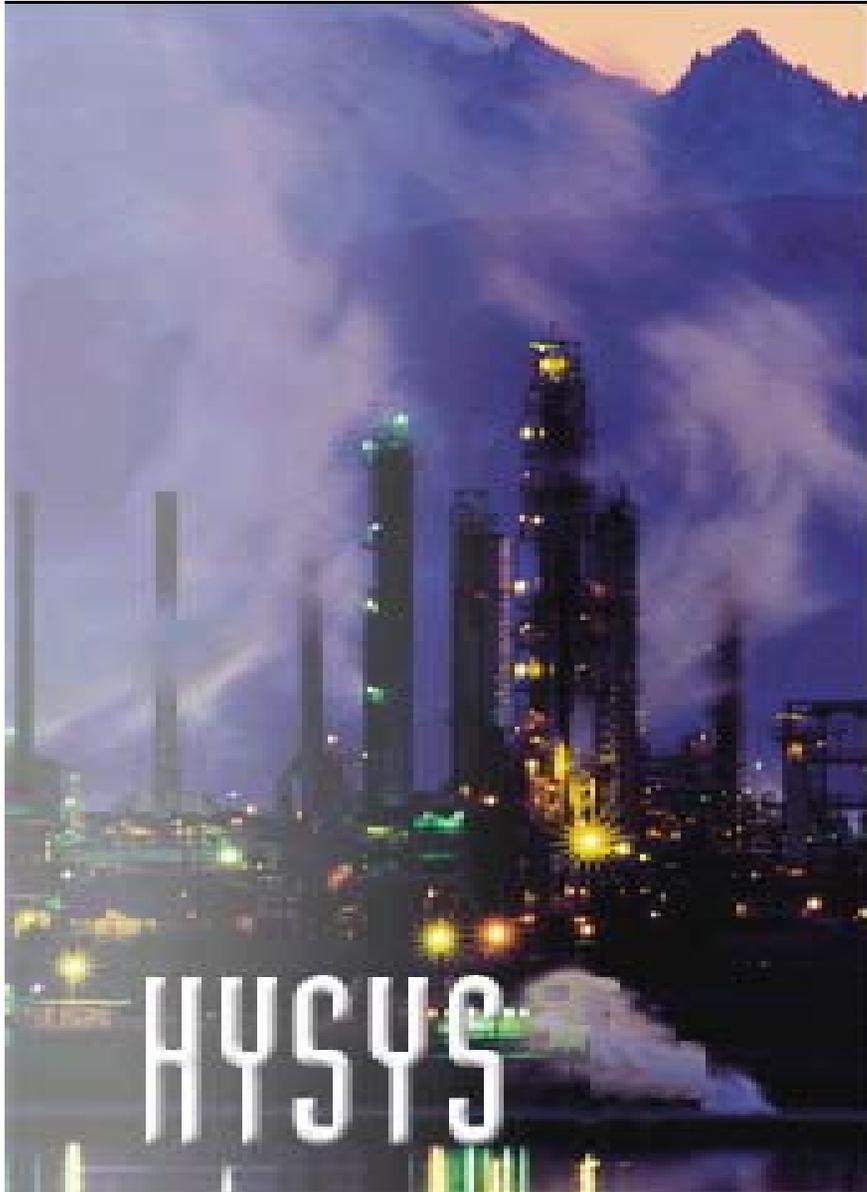
Sub Group	Bonds	Example Component
1	1	2,4-Trimethylpentane
2	2	2,2,4-Trimethylpentane
3	3	2,2,4-Trimethylpentane
4	4	2,2,4-Trimethylpentane
5	1	3-Methyl-1-Hexene
6	2	3-Methyl-1-Hexene
7	2	3-Methyl-1-Hexene
8	3	3-Methyl-1-Hexene
9	4	3-Methyl-1-Hexene
10	3	Benzene
11	4	Benzene
12	3	Benzene

UNIFAC Structure: CH3 CH3

UNIFAC Calculated Base Properties	
Molecular Weight	30.07
UNIQUAC R	1.8022
UNIQUAC Q	1.6960

UNIFAC Calculated Critical Properties	
Temperature [C]	29.18
Pressure [kPa]	5029.93
Volume [m3/kgmole]	0.1475

- Verifique los grados de libertad y las propiedades calculadas en la parte inferior de la ventana.
- Actualice la información **UNIFAC** retornando a la ventana anterior y haciendo clic en el botón **Estimate Unknowns Props**



EQUIPOS VARIOS

BOMBA

COMPRESOR

TURBINA

VALVULAS

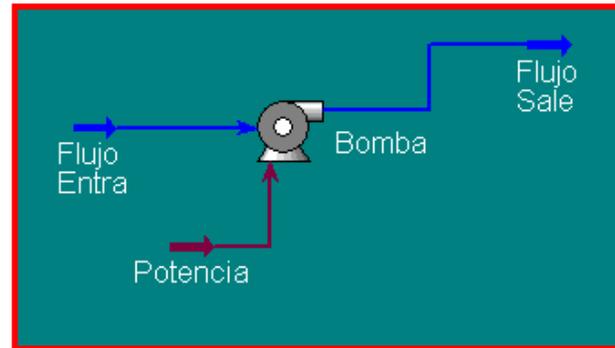
PIPE SEGMENT

SOFTWARE PARA INGENIEROS DE PROCESOS

Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



BOMBAS



$$m_{\text{entra}} = m_{\text{sale}}$$

$$m_{\text{entra}} * H_{\text{entra}} - m_{\text{sale}} * H_{\text{sale}} = W_{\text{real}}$$

$$W_{\text{ideal}} = \eta W_{\text{real}}$$

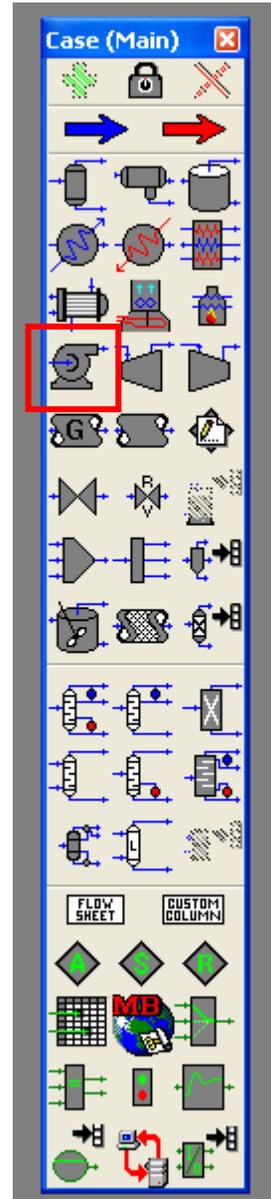
$$W_{\text{ideal}} = \Delta P * F / \rho$$

Requisitos para la convergencia:

- Un flujo (entrada ó salida)
- Modelo Termodinámico (Entalpías)
- Eficiencia Adiabática η
- Una de las siguientes tres opciones:
 - Caída de presión ó curva característica
 - Potencia suministrada W_{real}
 - Otro Flujo (salida o entrada)

Resultados:

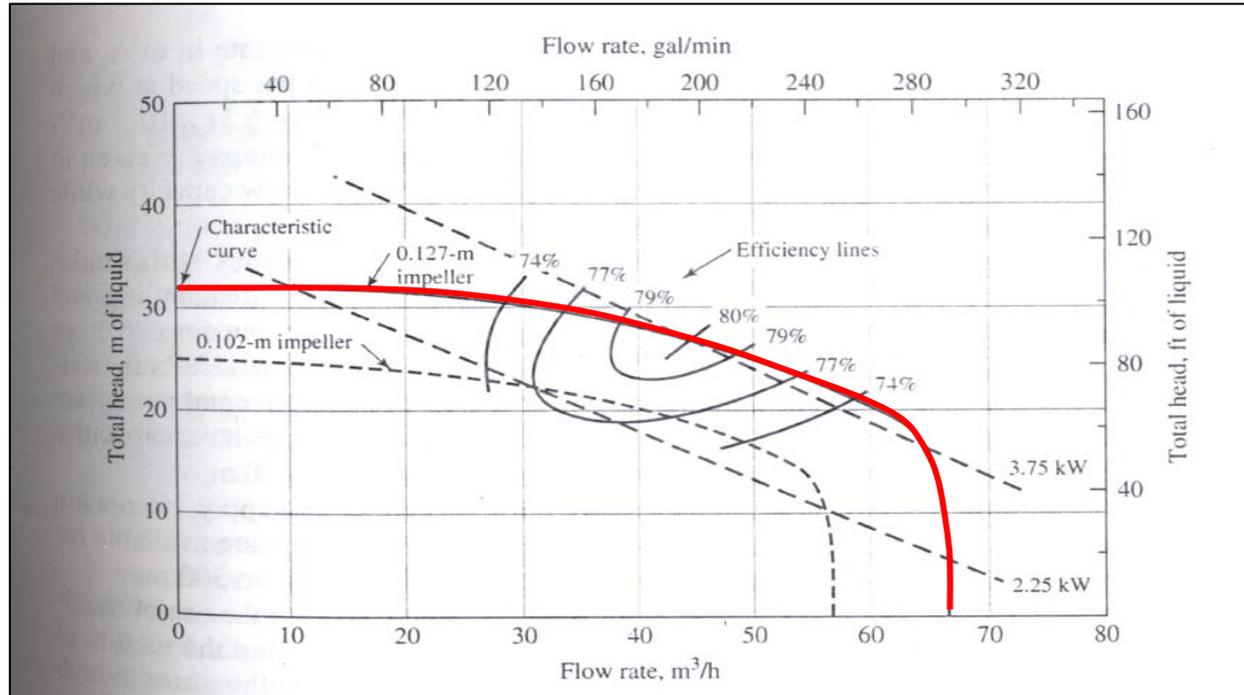
- Flujos
- Potencia
- Caída de presión





BOMBAS

Curva característica de una bomba centrífuga



$$\text{Head} = A + B \cdot \text{Flow} + C \cdot \text{Flow}^2 + D \cdot \text{Flow}^3 + E \cdot \text{Flow}^4 + F \cdot \text{Flow}^5$$

$$A = 32.01$$

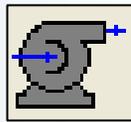
$$B = -2.390 \cdot 10^{-2}$$

$$C = 8.671 \cdot 10^{-4}$$

$$D = -1.395 \cdot 10^{-4}$$

$$E = 2.645 \cdot 10^{-6}$$

$$F = -2.241 \cdot 10^{-8}$$



BOMBAS

Bomba

Design

Connections

Parameters

Delta P: 312.7 kPa

Adiabatic Efficiency: 75.00 %

Duty: 0.104255 kW

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete OK On Ignored

Curves

Activate Curves

Coefficient A	32.01
Coefficient B	-2.390e-002
Coefficient C	8.671e-004
Coefficient D	-1.395e-004
Coefficient E	2.645e-006
Coefficient F	-2.241e-008

Units for Head: m

Flow Basis: Act. Vol Flow

Units for Flow: m3/h

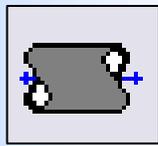
Head = A + B*Flow + C*Flow^2 + D*Flow^3 + E*Flow^4 + F*Flow^5

(This curve is used in steady state only)

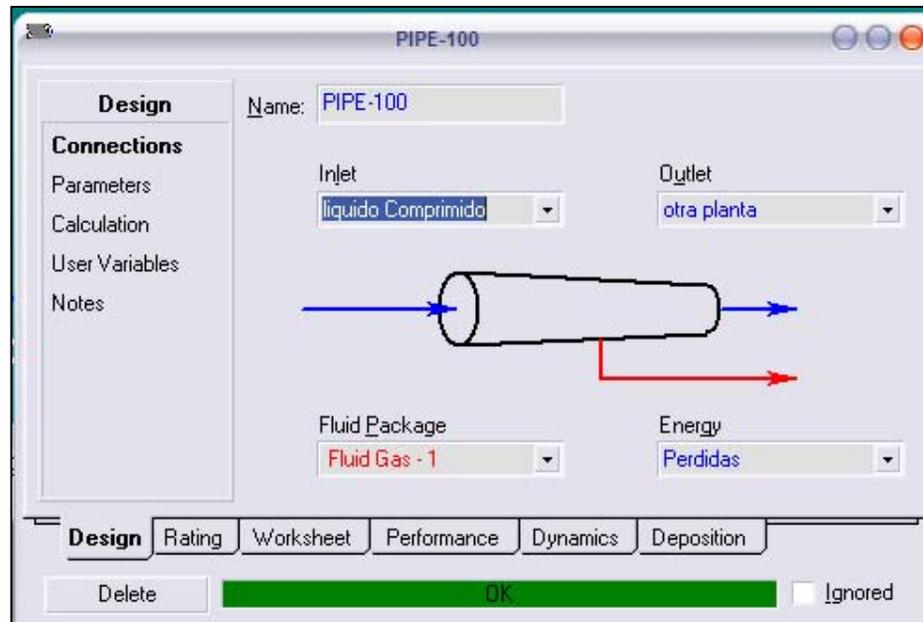
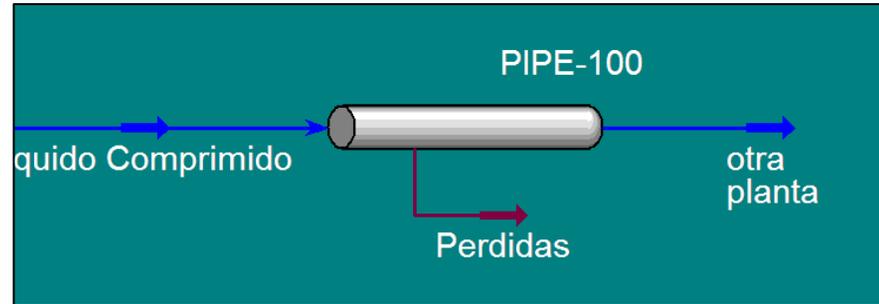
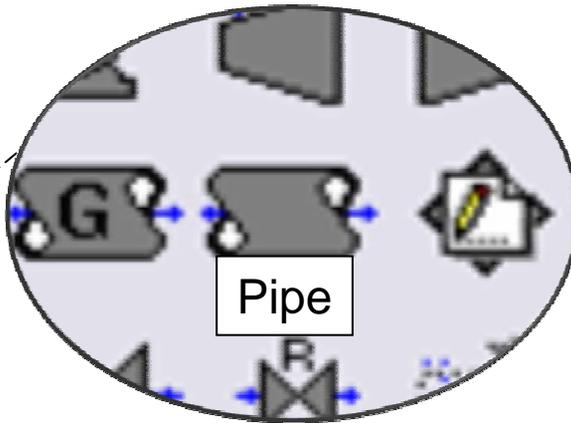
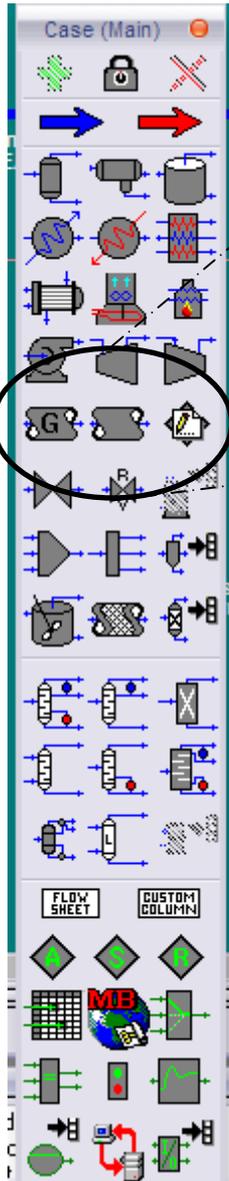
Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete OK On Ignored

Si el usuario activa esta casilla, HYSYS hará converger la bomba con la curva característica. De lo contrario convergerá con la caída de presión dad por el usuario.



PIPE SEGMENT





CALCULOS DE PIPE

Balance de energía mecánica

$$\frac{V_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\gamma} + z_1 = \frac{V_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\gamma} + z_2 + \sum_i \left(k_i \frac{V_i^2}{2} \right) + \sum_i \left(f_i \frac{V_i^2}{2} \frac{L_i}{D_i} \right)$$

Calculo	Información requerida
Diferencia de presión	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Flujo ✓ Longitud de tubería, diámetro, y elevación ✓ Información acerca de la transferencia de calor ✓ Por lo menos una temperatura y una presión
longitud	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Flujo ✓ Información acerca de la transferencia de calor ✓ Diámetro de la tubería ✓ Presiones de entrada y salida (ó presión de entrada y diferencial de presión) ✓ Una temperatura de corriente ✓ Estimativo de longitud inicial
Diámetro	<ul style="list-style-type: none"> ✓ La misma que para longitud excepto que la longitud es dada mientras se necesita una aproximación inicial para el diámetro
Flujo	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Longitud de la tubería y diámetro ✓ Información acerca de la transferencia de calor ✓ Presiones de entrada y salida (ó presión de entrada y diferencial de presión) ✓ Una temperatura en una corriente ✓ Estimativo del flujo inicial



CALCULOS DE PIPE

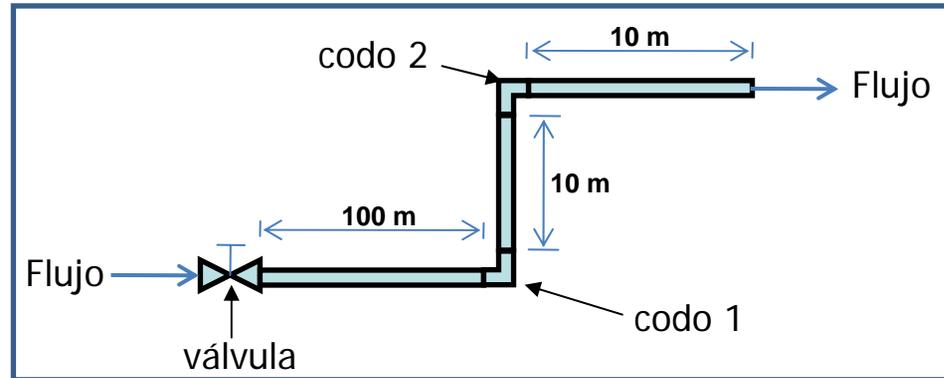
Métodos de cálculo multifases en tuberías disponibles en HYSYS

Model	Horizontal Flow	Vertical Flow	Liquid Holdup	Flow Map
Aziz, Govier & Fogarasi	No	Yes	Yes	Yes
Baxendell & Thomas	Use with Care	Yes	No	No
Beggs & Brill	Yes	Yes	Yes	Yes
Duns & Ros	No	Yes	Yes	Yes
Gregory, Aziz, Mandhane	Yes	Use with Care	Yes	Yes
Hagedorn & Brown	No	Yes	Yes	No
HTFS Homogeneous	Yes	Yes	No	No
HTFS Liquid Slip	Yes	Yes	Yes	No
Olgas2000	Yes	Yes	Yes	Yes
Orkisewski	No	Yes	Yes	Yes
Poettman & Carpenter	No	Yes	No	No
Tulsa	No	Yes	Yes	Yes



EJEMPLO PIPE

Se desea predecir la caída de presión a través de una tubería cuya trayectoria y accesorios son descritos en el diagrama.



En HYSYS este diagrama se vería de la siguiente forma:



Se requiere una corriente de energía por que las pérdidas por fricción y similares generalmente se disipan en forma de energía



EJEMPLO PIPE

En la pestaña **Rating**, página **Sizing** adiciona uno a uno las partes que constituyen el segmento de tubería:

Clic en el botón *Append Segment* y seleccione *Globe Valve* (Valvula de globo) y sus características

Luego clic en cada uno de las partes en el orden estricto en que van en la tubería

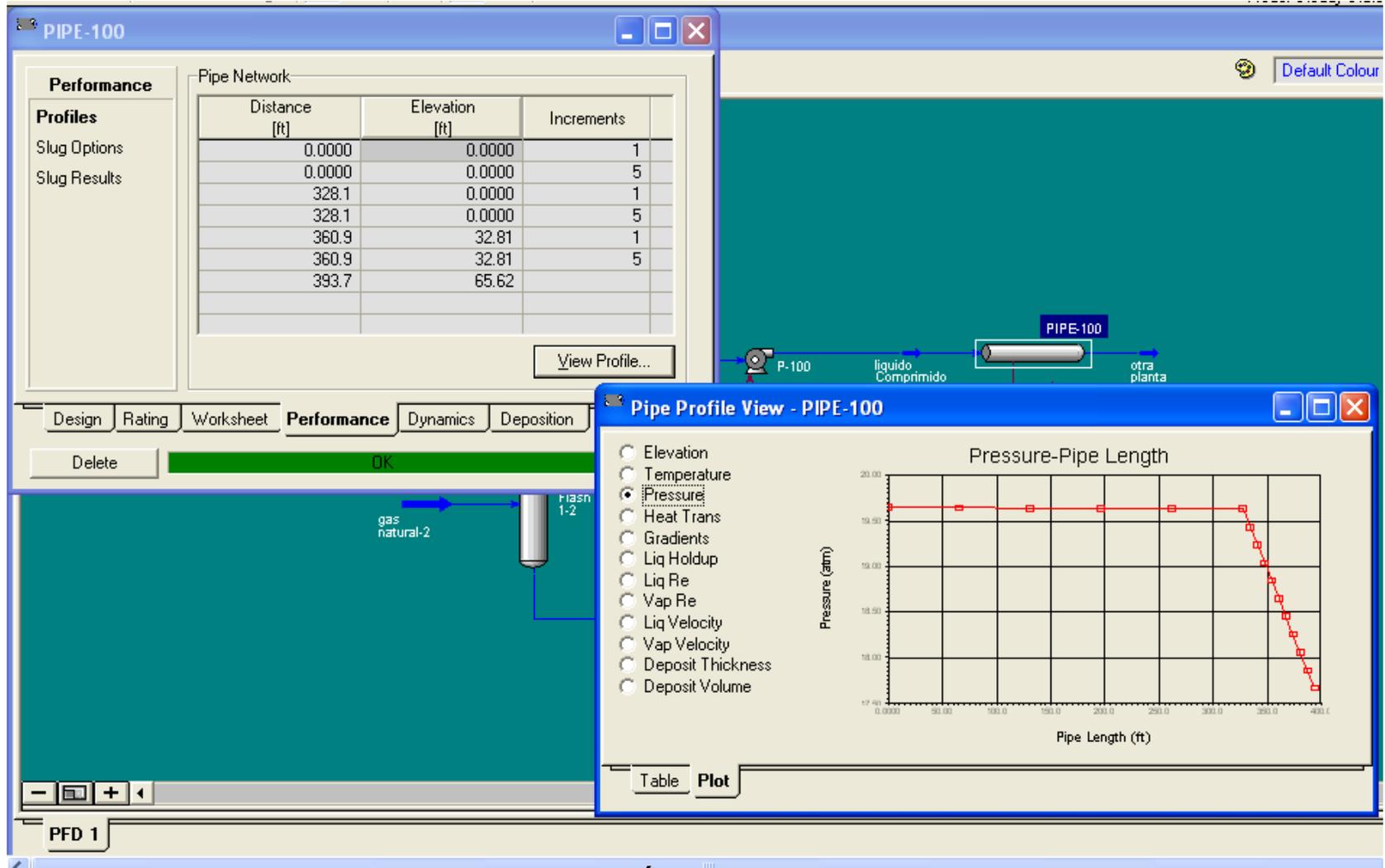
The screenshot shows the 'PIPE-100' software window with the 'Rating' tab selected. The 'Sizing' section is active, displaying a table of pipe segments. The table has columns for Segment (1-6) and rows for various properties. Below the table are buttons for 'Append Segment', 'Insert Segment', 'Delete Segment', 'View Segment...', and 'Clear Profile'. At the bottom, there are tabs for 'Design', 'Rating', 'Worksheet', 'Performance', 'Dynamics', and 'Deposition'. A 'Delete' button is on the left, and a green bar with 'OK' and 'Ignored' options is at the bottom right.

	1	2	3	4	5	6
Segment	1	2	3	4	5	6
Fitting/Pipe	Globe Valve: Half	Pipe	Elbow: 90 Std	Pipe	Elbow: 45 Std	Pipe
Length	0.0000	100.0	0.0000	10.00	0.0000	10.00
Elevation Change	0.0000	0.0000	0.0000	10.00	0.0000	10.00
Outer Diameter	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>	<empty>
Inner Diameter	50.80	50.80	50.80	38.10	38.10	38.10
Material	Mild Steel	Mild Steel	Mild Steel	Mild Steel	Mild Steel	Mild Steel
Increments	1	5	1	5	1	5



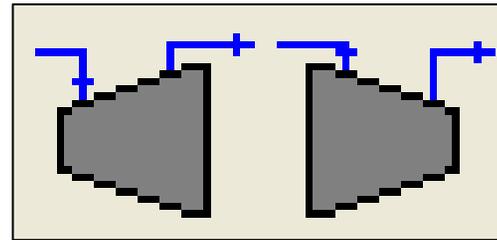
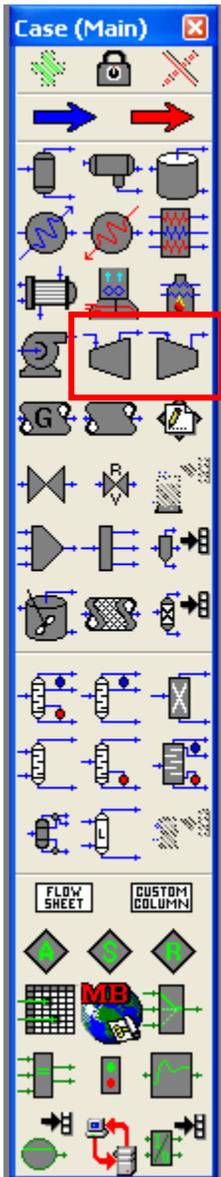
EJEMPLO PIPE

Finalmente en la pagina **Performance** se puede observar un resumen de los resultados





COMPRESOR / TURBINA



Turbina
Expansor

Compresor

$$m_{entra} = m_{sale}$$
$$m_{entra} * H_{entra} - m_{sale} * H_{sale} = W_{real}$$
$$W_{adibática} = \eta W_{real} = \int VdP \quad \text{a S constante}$$
$$W_{politrópica} = \eta W_{real}$$

Requisitos para la convergencia:

- Un flujo (entrada ó salida)
- Modelo Termodinámico (Entalpías)
- Eficiencia Adiabática η
- Una de las siguientes tres opciones:
 - Caída de presión ó curva característica
 - Potencia suministrada W_{real}
 - Otro Flujo (salida o entrada)

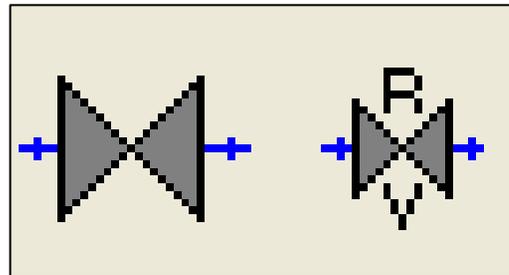
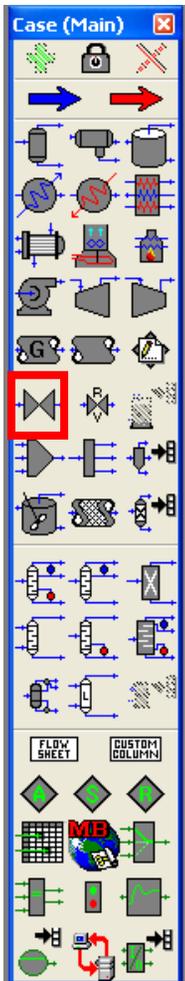
Resultados:

- Flujos
- Potencia
- Caída de presión



VALVULAS

En estado estable las válvulas solo cumplen la función de generar caídas de presión a los fluidos, en estado dinámico si están diseñadas para manipular los flujos.



Válvula

Válvula de alivio

$$m_{\text{entra}} = m_{\text{sale}}$$

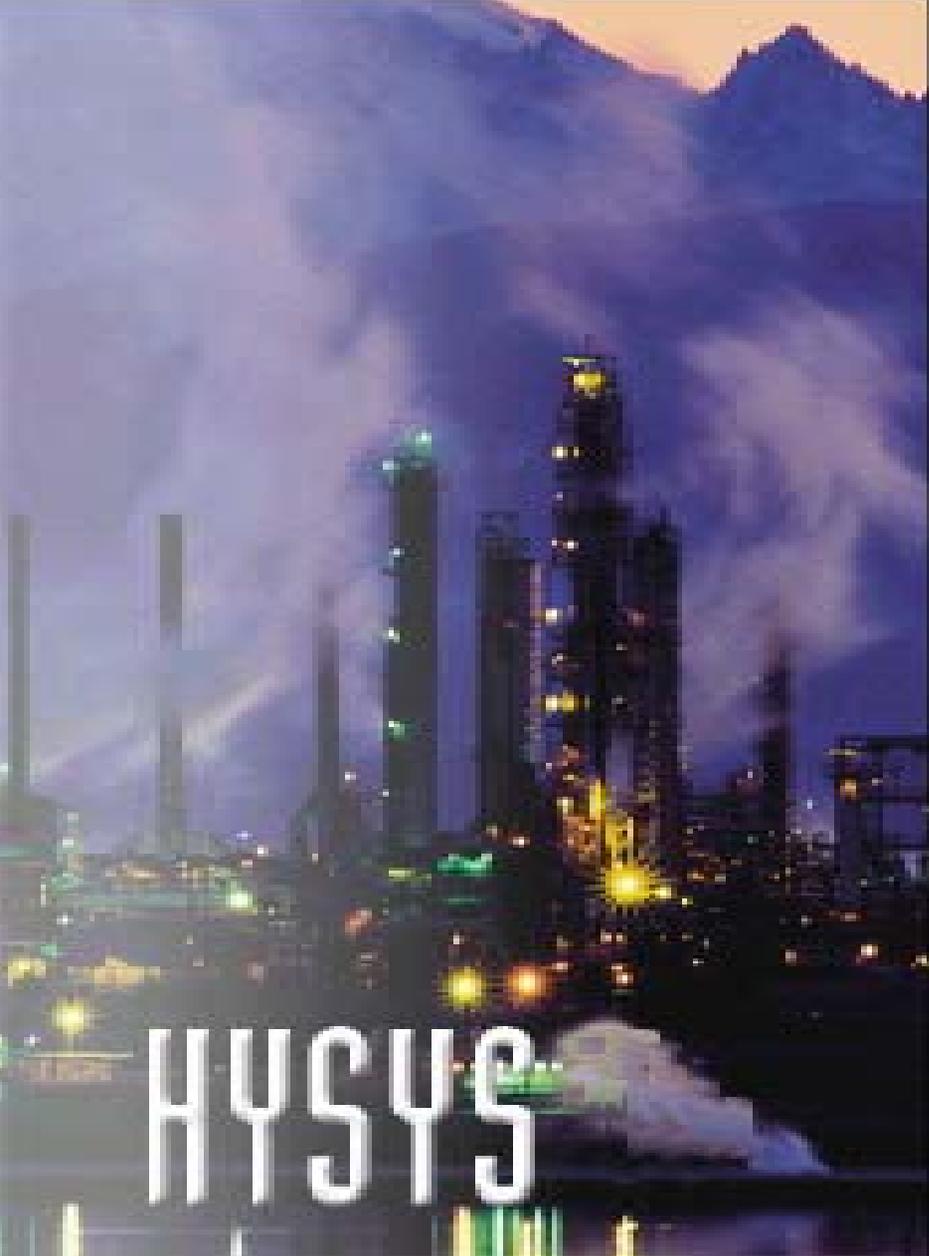
$$\Delta P = \text{constante}$$

Requisitos para la convergencia:

- Un flujo (entrada ó salida)
- Caída de presión

Resultados:

- El flujo no especificado (salida o entrada)



EQUIPOS BÁSICOS (EJEMPLOS):

MEZCLADOR

BOMBA

VÁLVULA

TURBINA

COMPRESOR

SOFTWARE PARA INGENIEROS DE PROCESOS



MEZCLADOR

Se forma un chorro de agua a $85\text{ }^{\circ}\text{C}$, que fluye con una rapidez de 5 kg/s mezclando agua a $24\text{ }^{\circ}\text{C}$ con vapor saturado a 400 kPa . Si la operación es adiabática, ¿Con qué rapidez deben alimentarse el vapor y el agua al mezclador?.



BOMBA

Una bomba funciona en forma adiabática con agua líquida entrando a $25\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 100 kPa con una rapidez de flujo de masa de 20 kg/s . La presión de descarga es $2\text{ }000\text{ kPa}$, y la eficiencia isentrópica de la bomba es de $0,75$. Determine el requerimiento de la potencia de la bomba.



VÁLVULA

Verificación efecto Joule-Thompson mediante el uso de diferentes EOS comparando con gas ideal para la expansión de metano hasta una presión de 2 bar en una válvula desde:

- **298,65 °C y 50 bar**
- **775,15 °C y 50 bar**

$$\mu \equiv \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_H$$



TURBINA

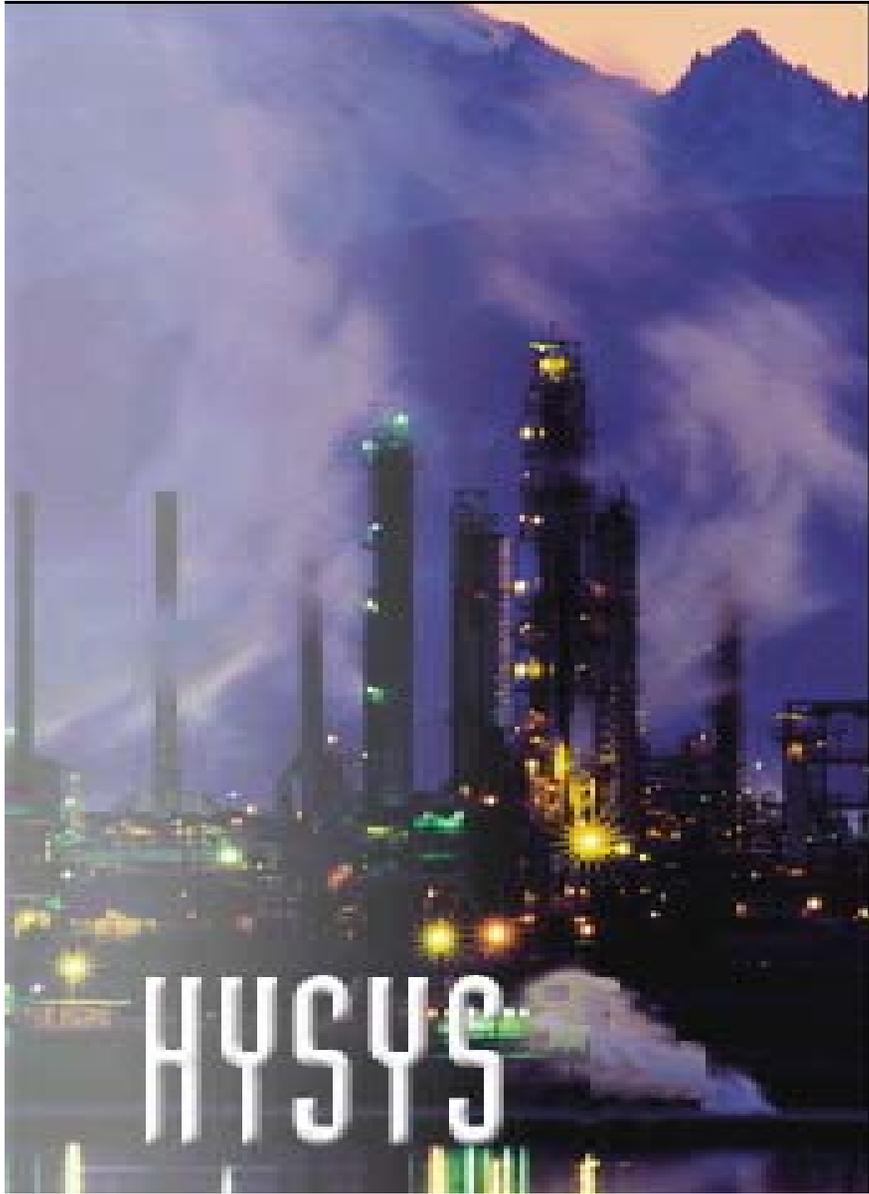
Una turbina de vapor de agua con una capacidad de 56 400 kW trabaja con vapor. Las condiciones de entrada del vapor son 8 600 kPa y 500 °C, y la descarga se hace en un condensador a una presión de 10 kPa. Si se supone que la eficiencia isentrópica de la turbina es 0,75 determine el estado del vapor en el punto de descarga y la rapidez de flujo de masa de vapor.



COMPRESOR

Si se comprime metano adiabáticamente desde 20°C y 140 kPa hasta 560 kPa , estimar el trabajo realizado y la temperatura de descarga, si la eficiencia isentrópica es $0,75$.

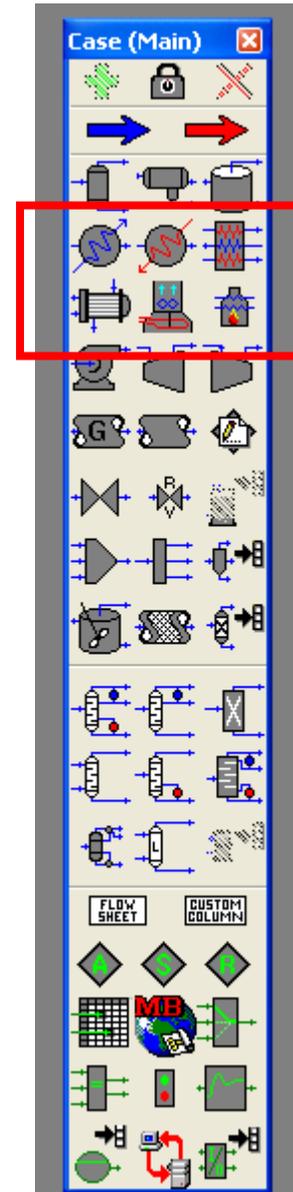
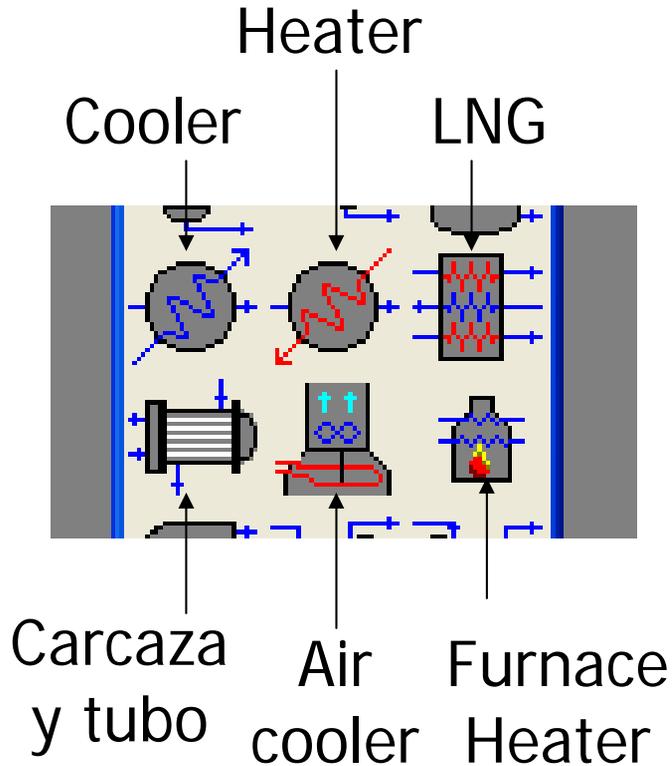
BC:



INTERCAMBIADORES DE CALOR

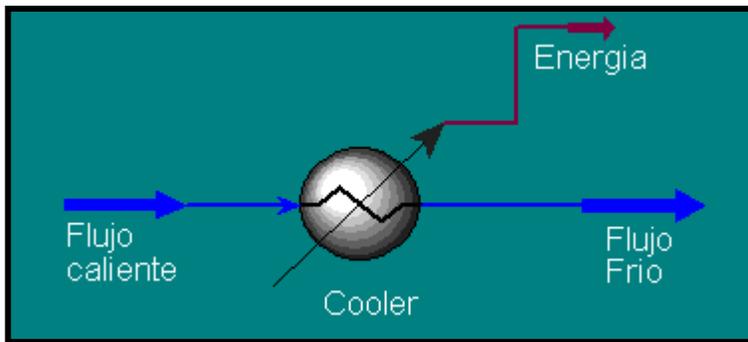
**SOFTWARE PARA
INGENIEROS DE PROCESOS**

INTERCAMBIADORES DE CALOR

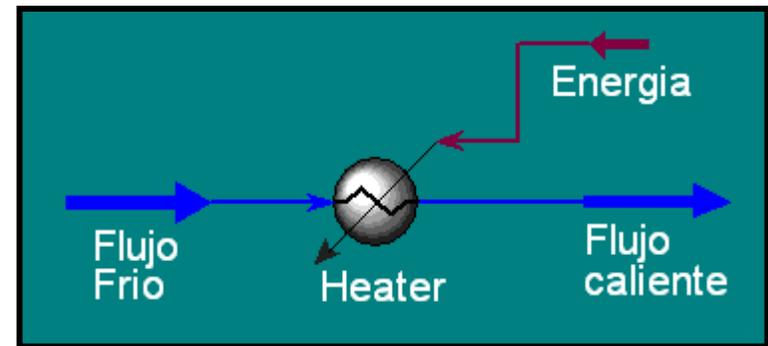


INTERCAMBIADORES IDEALES

Cooler



Heater

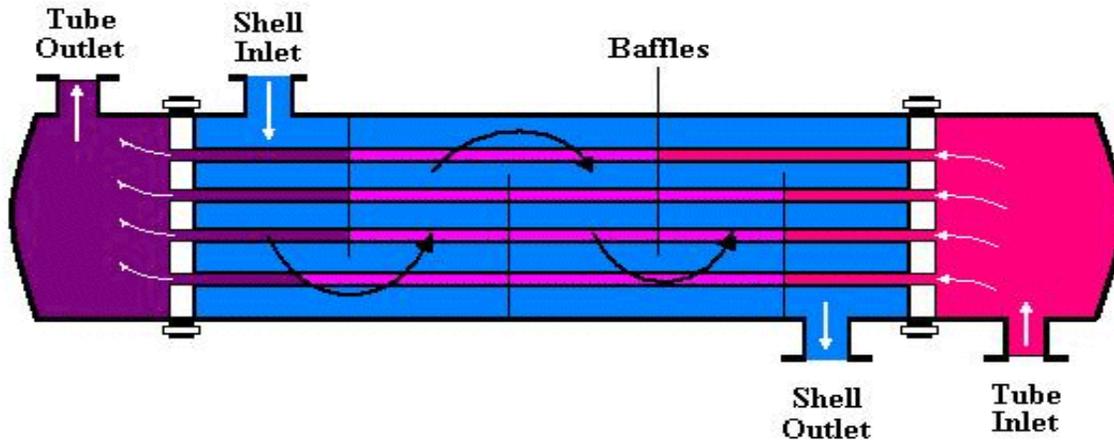


$$m_{\text{entra}} = m_{\text{sale}}$$

$$m_{\text{entra}} * H_{\text{entra}} - m_{\text{sale}} * H_{\text{sale}} = Q$$

$$\Delta P = \text{Constante}$$

INTERCAMBIADORES CARCAZA Y TUBO



$$(m_{\text{cold}}\Delta H_{\text{cold}} - Q_{\text{leak}}) - (m_{\text{hot}}\Delta H_{\text{hot}} - Q_{\text{loss}}) = 0$$

$$Q = UA \Delta T_{LM} Ft \qquad \Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{Ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}$$

Ft es un factor de corrección del ΔT_{LM} ($Ft > 0.8$)
Es función de la geometría del intercambiador (# pasos, TEMA)



INTERCAMBIADORES CARCAZA Y TUBO

HYSYS posee cinco modelos de cálculo:

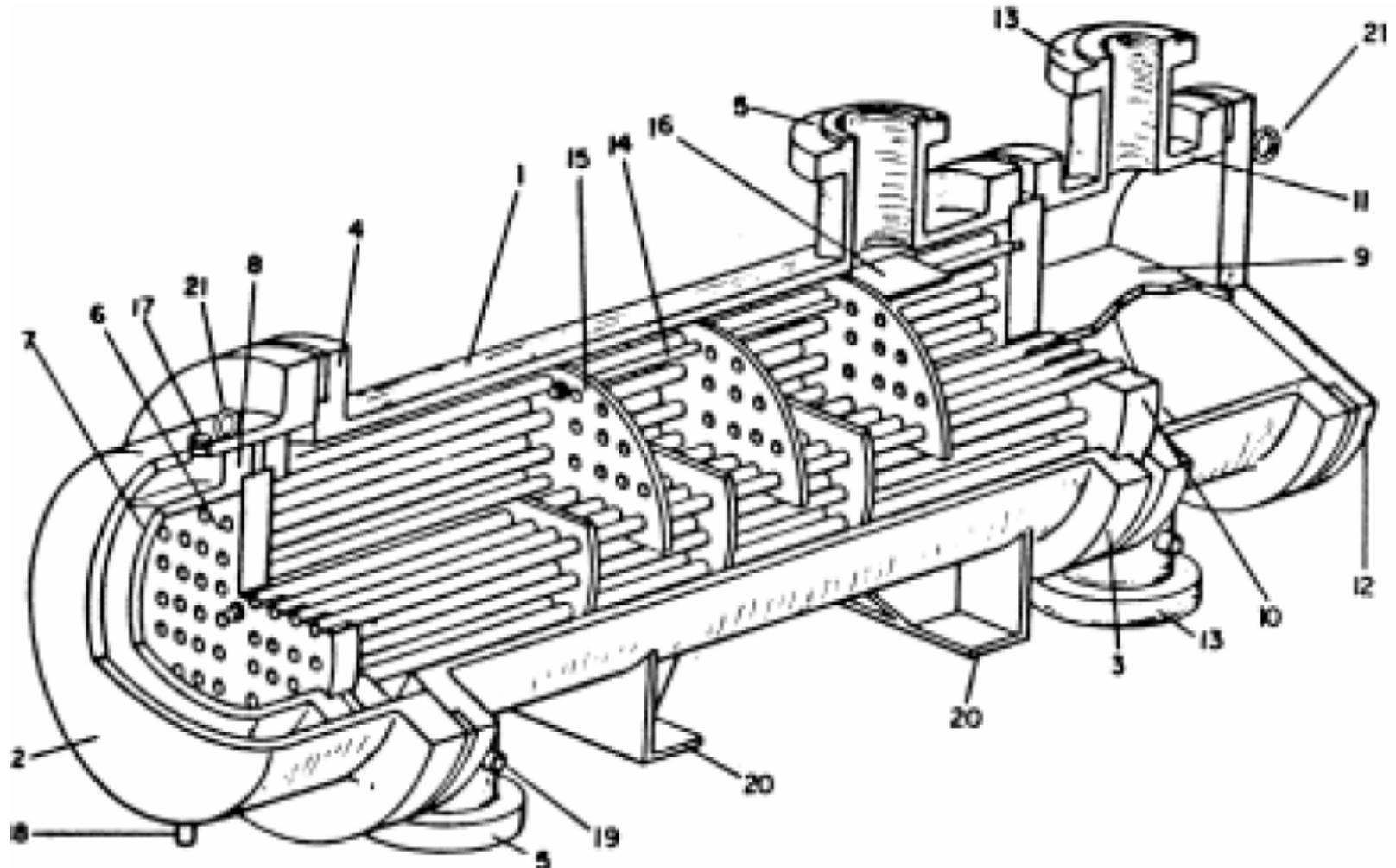
- Exchanger Design (EndPoint)
- Exchanger Design (Weighed)
- Steady State Rating
- Dynamic Rating
- HFTS-Engine, TASC

INTERCAMBIADORES CARCAZA Y TUBO

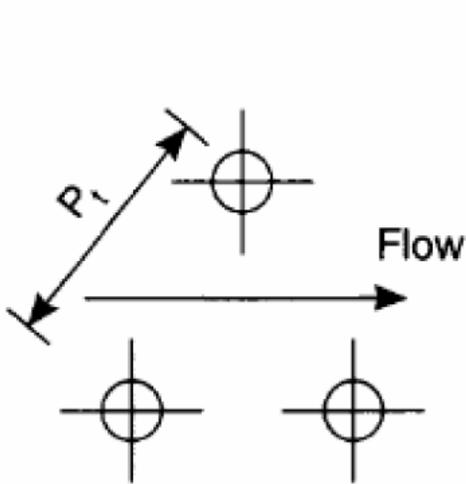
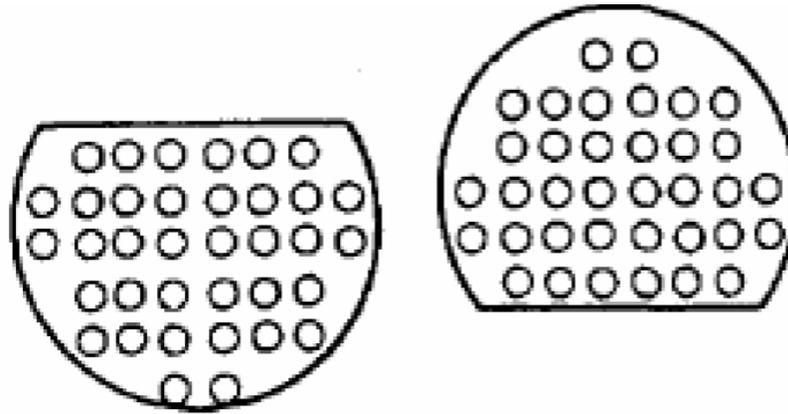
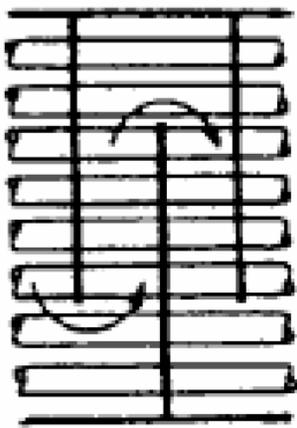


	End Point	Weighted	Steady State
Suposiciones	U constante Cp constante No cambios de fase Balance global	$f_t = 1$ Cambios de fase Balance por intervalos de H, T ó dP constante	U constante Cp constante No cambios de fase Balance global Sin pérdidas de Calor
Datos Entrada	requeridos { 2 Flujos y 2 Temp. ΔP lado tubos y lado carcaza opcionales { T, DT, Min Approach, Duty (Leak, Loss), Flujo, UA, LMTD, Subenfriamiento, Sobrecalentamiento		2 Flujos y 2 Temp. TEMA y geometría
Datos Salida	2 Flujos 2 Temperaturas U Perfiles T, Q, P		2 Flujos y 2 Temp. ΔP lado tubos y carcaza h lado tubos y carcaza UA Perfiles T, Q, P

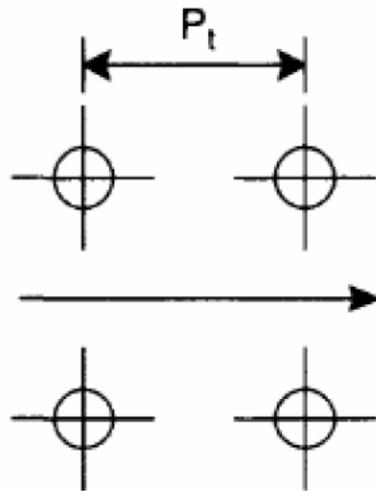
INTERCAMBIADORES CARCAZA Y TUBO



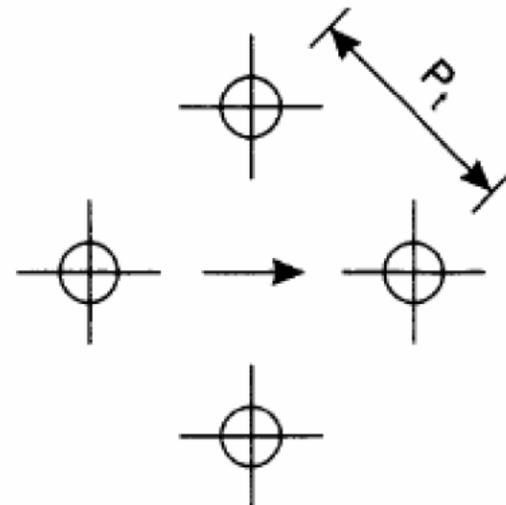
INTERCAMBIADORES CARCAZA Y TUBO



Triangular

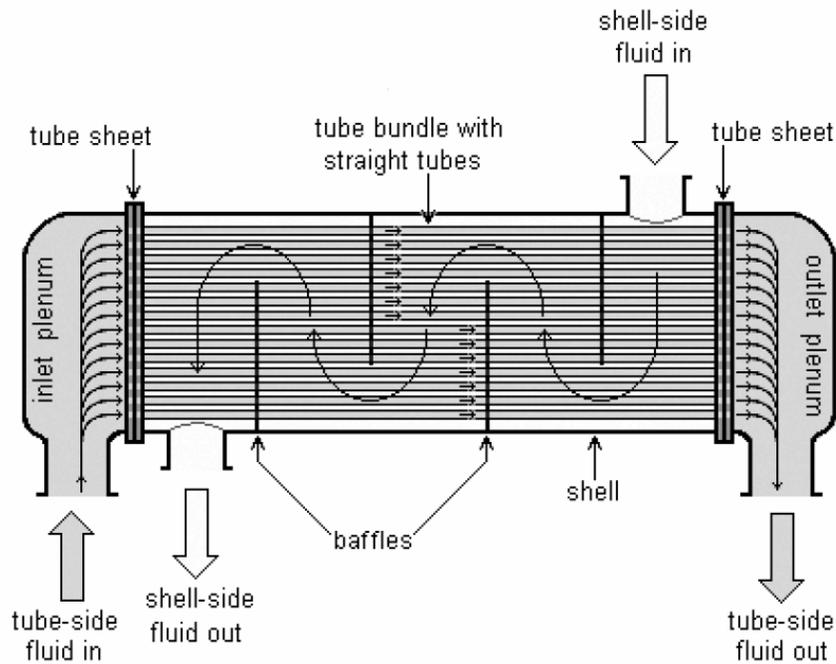


Square



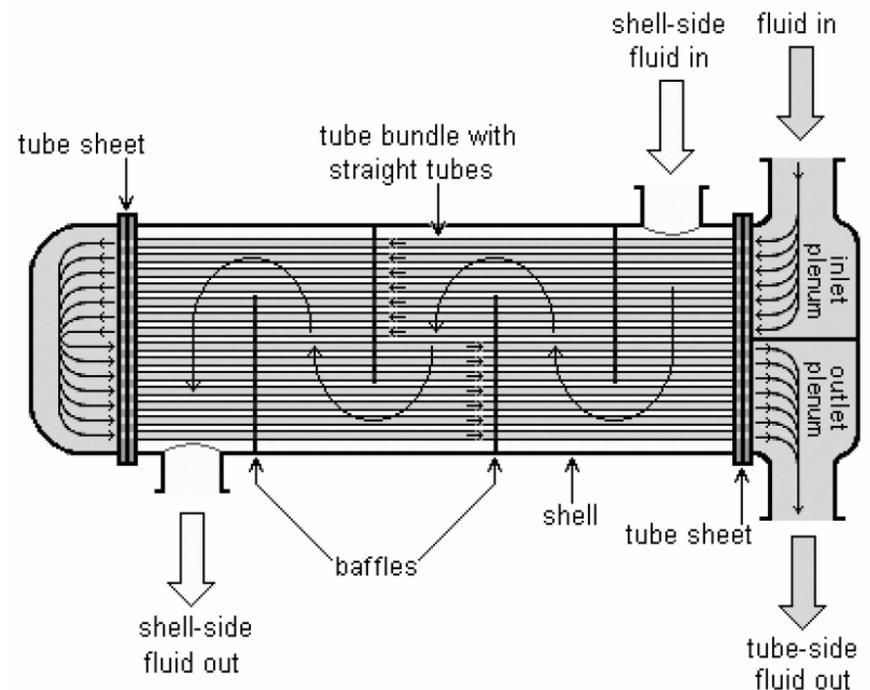
Rotated square

INTERCAMBIADORES CARCAZA Y TUBO

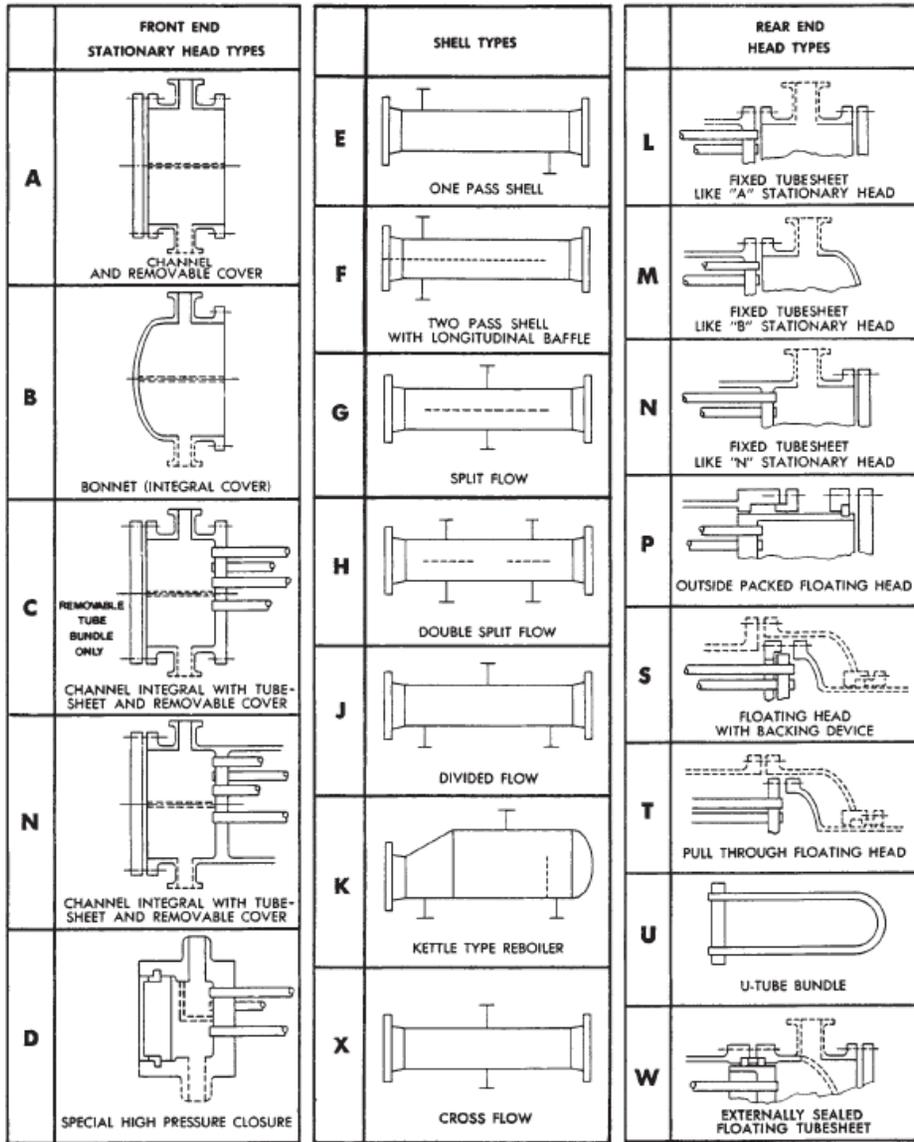


1 paso en los tubos (flujo en contracorriente)

2 pasos en los tubos (flujo en contracorriente y en paralelo)



INTERCAMBIADORES CARCAZA Y TUBO



TEMA Tubular Exchanger Manufacturers Assosation

Conjunto de reglas de diseño dadas por los fabricantes de intercambiadores de calor.

De acuerdo al uso específico del equipo se selecciona la configuración adecuada.

FIG. 11-35 TEMA-type designations for shell-and-tube heat exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 6th ed., 1976.)



EJEMPLOS

Un flujo de aire de 1.9 kg/s a 2.5 bar que se va a usar en un proceso de oxidación catalítica debe calentarse de 15 a $270 \text{ }^\circ\text{C}$. Determine la cantidad de calor requerida para lograr el objetivo.

Estimar el calor desprendido por la condensación de 50 lb/min de vapor de agua saturado a $51,7 \text{ }^\circ\text{C}$.



INTERCAMBIADORES CARCAZA Y TUBO

Estimar el coeficiente global de transferencia de calor y las caídas de presión para un intercambiador de carcaza y tubo diseñado para enfriar una corriente de etilenglicol de 290 kmol/h a 200 °C y 3 bar utilizando 11 kg/s de agua a 25 °C y 2,3 bar como medio refrigerante. El equipo posee las siguientes características:

Pasos en la carcaza:	1
Pasos en los tubos:	1
Diámetro interno de la carcaza:	0,584 m
Diámetro externo de los tubos:	0,019 m
Tube pitch (triangular):	0,0254 m
Número de tubos:	384
Longitud de los tubos:	3,66 m
Espaciamiento entre baffles:	0,1524 m
Área cubierta por los baffles:	25 %
Cabeza flotante	

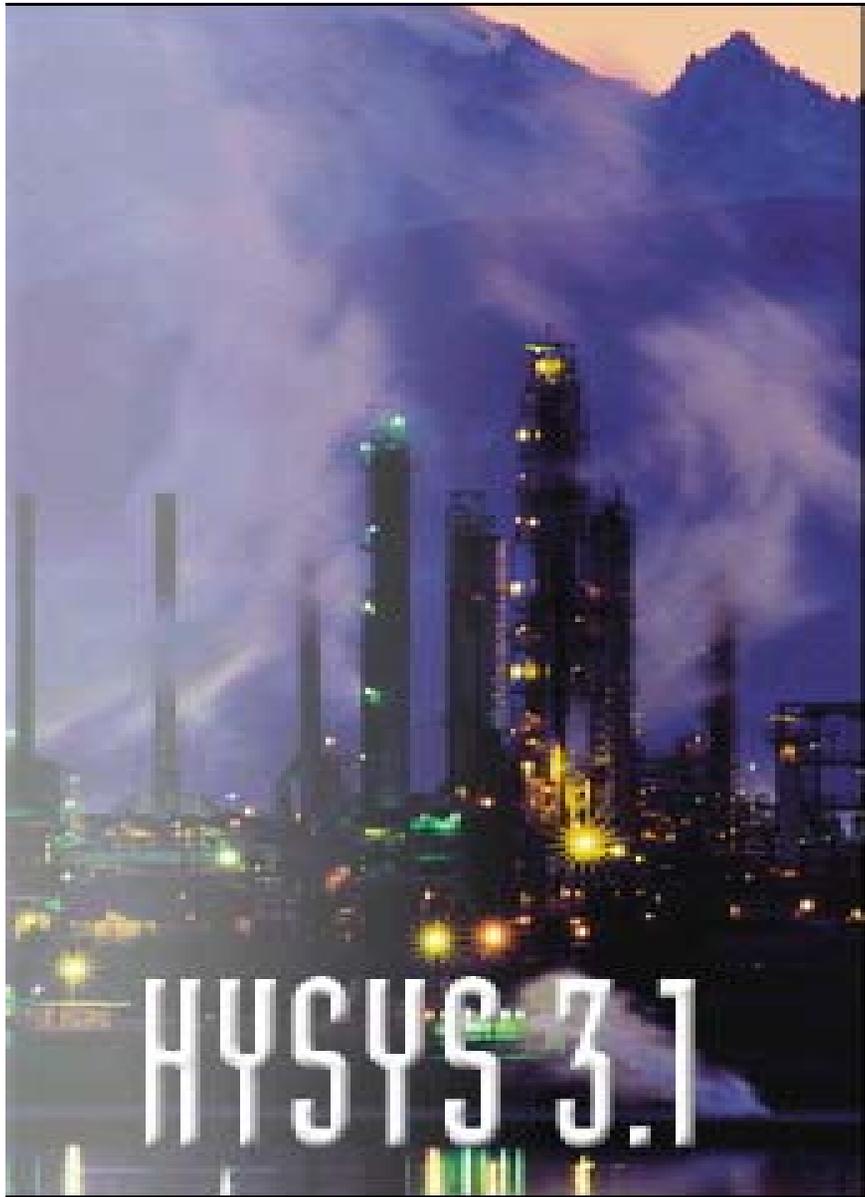


INTERCAMBIADORES CARCAZA Y TUBO

Estimar el coeficiente global de transferencia de calor y las condiciones de salida de una corriente de glicol de 100 kmol/h que se calienta desde 250 hasta 350 °C y 4,5 bar con un flujo de vapor de 500 kmol/h a 700 °C y 5 bar. Asumir que la caída de presión por el lado de la carcaza es de 3 psi y por el lado de los tubos es de 2 psi.

Método End Point

Método Weighted

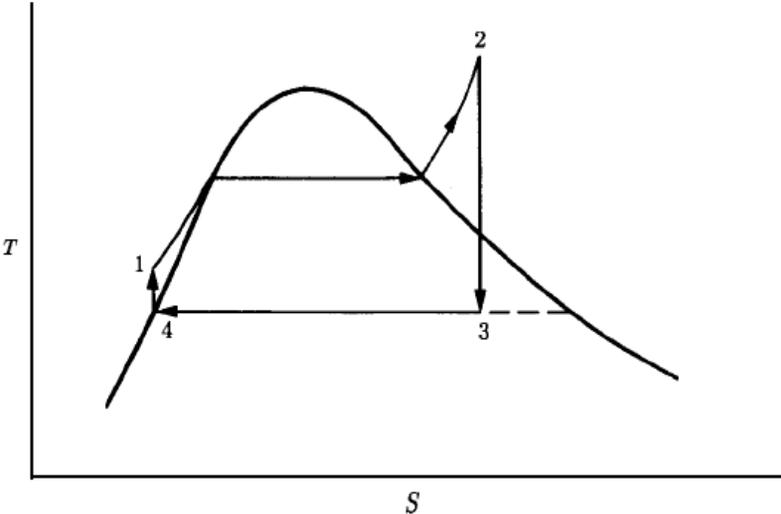
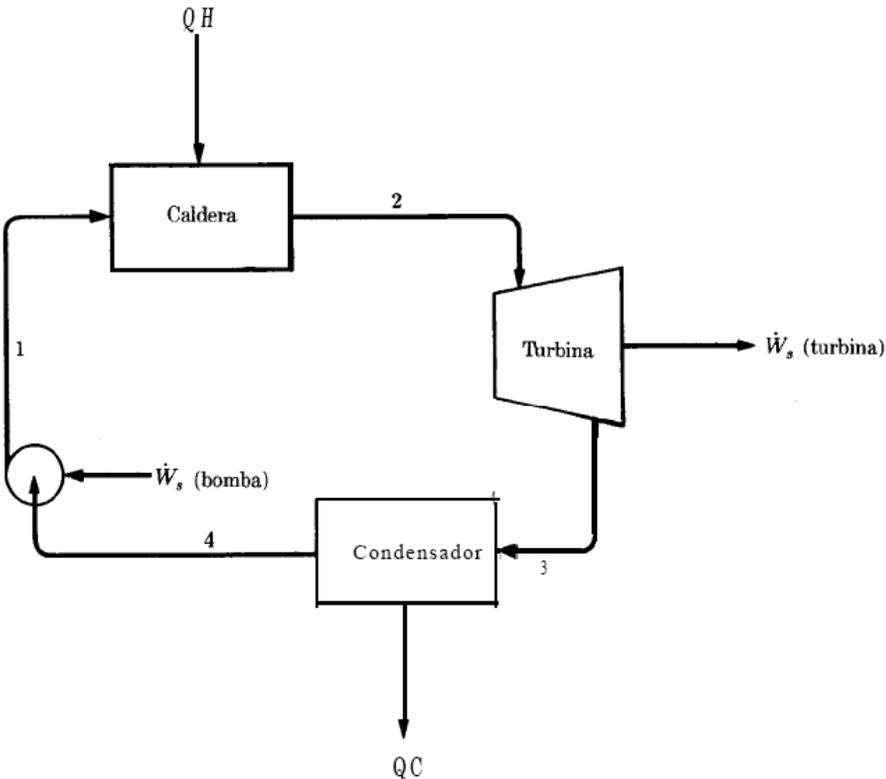


APLICACIÓN: Ciclo de potencia

**SOFTWARE PARA
INGENIEROS DE PROCESOS**

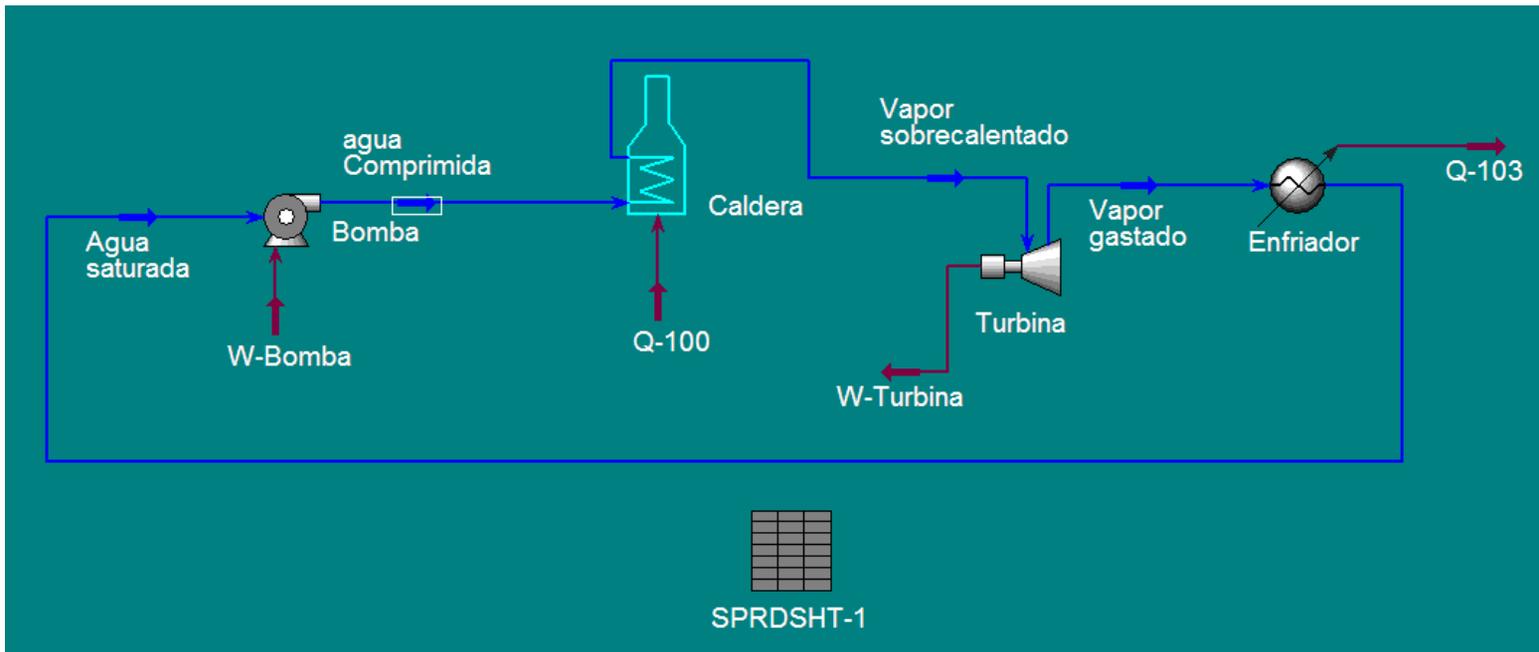


CICLO DE RANKINE



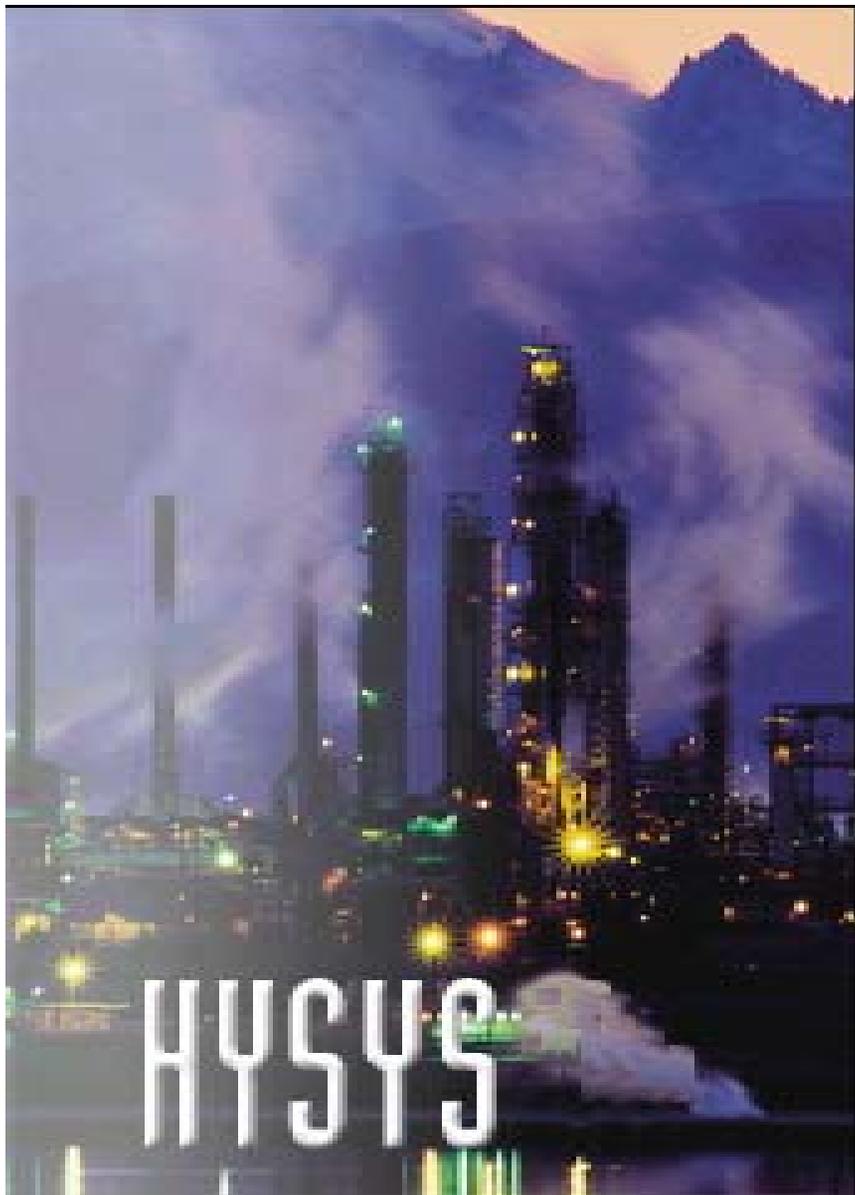
$$\eta = \frac{(W_{turbina} - W_{bomba})}{Q_{caldera}}$$

DIAGRAMA DE PROCESO



Nombre	Agua saturada	agua Comprimida	Vapor sobrecalentado	Vapor gastado
Fracción de vapor	0	0	1	0,86
Temperatura (C)	120,22	120,72	350	120,22
Presión (bar)	2	60	60	2
Flujo molar Kmol/h	100	100	100	100

En azul datos de entrada, en rojo datos calculados por HYSYS



REACTORES QUIMICOS

SOFTWARE PARA INGENIEROS DE PROCESOS

Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



REACCIONES (Reactions)

Tipo de reacción

Tipo de reactor

Conversión

Conversión

Equilibrio

Equilibrio, Gibbs

Catálisis Heterogénea

Flujo pistón (PFR)

Kinetic

Flujo pistón (PFR), CSTR

Simple Rate

Flujo pistón (PFR), CSTR



REACCIONES

Tipo de reacción

Modelo Cinético

Conversión

$$\dot{N}_{i,0} - \dot{N}_i \pm \dot{N}_{i,0} \cdot \sum_j X_j = 0$$

Equilibrio

$$\prod_i y_i^{v_i} = \left(\frac{P}{P^0} \right)^{-v} K$$

Catálisis Heterogénea

$$r_1 = \frac{k \left[\prod_R C_R - \prod_P C_P \right]}{\left(1 + \sum_i K_i C_i \right)^n}$$

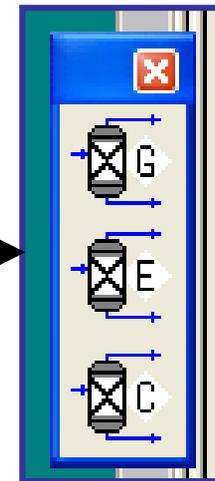
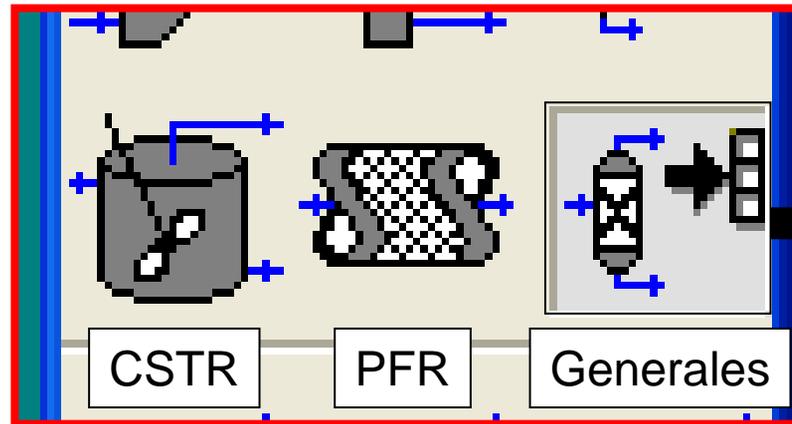
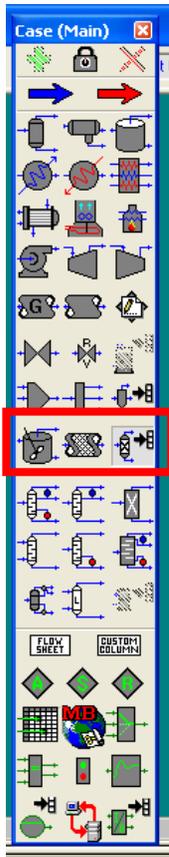
Kinetic

$$r_1 = k \prod_R C_R^{n_R} - k' \prod_P C_P^{m_P}$$

Simple Rate

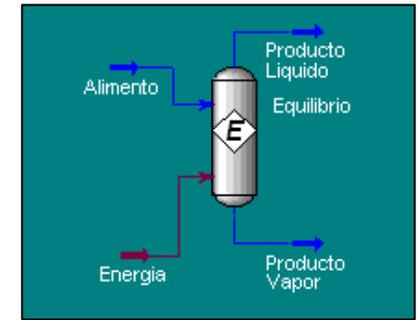
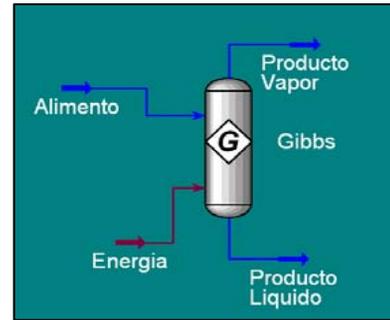
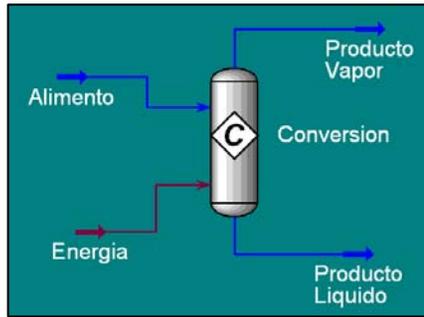
$$r_1 = k \left[\prod_R C_R - \frac{\prod_P C_P}{K} \right]$$

REACTORES QUIMICOS



Gibbs
Equilibrio
Conversión

REACTORES IDEALES



Bal. Masa: $\dot{N}_{i,0} - \dot{N}_i \pm \dot{N}_{i,0} \cdot \sum_j X_j = 0$

$\min \sum_i G_i = 0$

$\prod_i y_i^{v_i} = \left(\frac{P}{P^0} \right)^{-v} K$

Bal. Energía:

$\dot{N}_{i,0} \cdot H_{i,0} - \dot{N}_i \cdot H_i = Q$

Caída de presión:

$\Delta P = \text{constante}$

Requisito:

Estequiometría, X_j

-

Estequiometría, K

Requisitos para la convergencia:

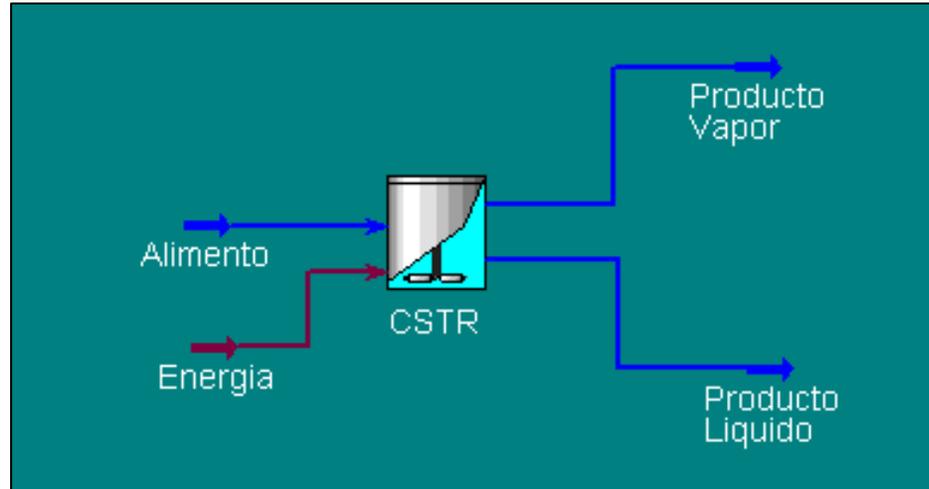
- Flujo de entrada
- Modelo Termodinámico (Entalpías)
- Caída de presión
- Energía intercambiada ó Temp. salida

Resultados:

- Corrientes de salida
- Conversión



REACTOR CSTR



Bal. Masa:

$$\dot{N}_{i,0} - \dot{N}_i + V \cdot \sum R_{ij} = 0$$

Bal. Energía:

$$\sum_i \dot{N}_{i,0} (H_{i,0} - H_i) + V \cdot \sum_j (-\Delta H_{rx})_j \cdot R_j = Q$$

Caída de presión:

$$\Delta P = \text{constante}$$

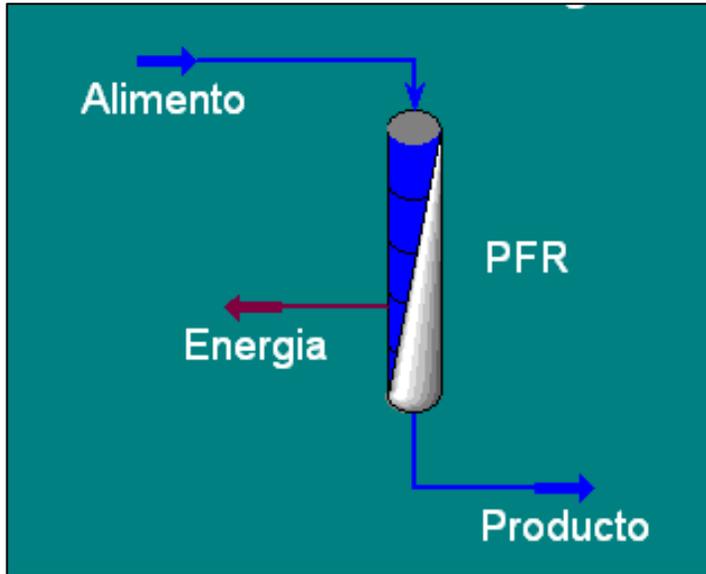
Requisitos para la convergencia:

- Flujo de entrada
- Modelo Termodinámico (Entalpías)
- La estequiometría y cinética de reacción
- El volumen del reactor
- Caída de presión
- Energía intercambiada ó Temp. salida

Resultados:

- Corrientes de salida
- Conversión

REACTOR FLUJO PISTON (PFR)



Bal. Masa:
$$\frac{d\dot{N}_i}{dV} + \sum_j R_{ij} = 0$$

Bal. Energía:
$$v\rho C_p \frac{dT}{dV} + \sum_j (-\Delta H_{rx})_j \cdot R_j = Q$$

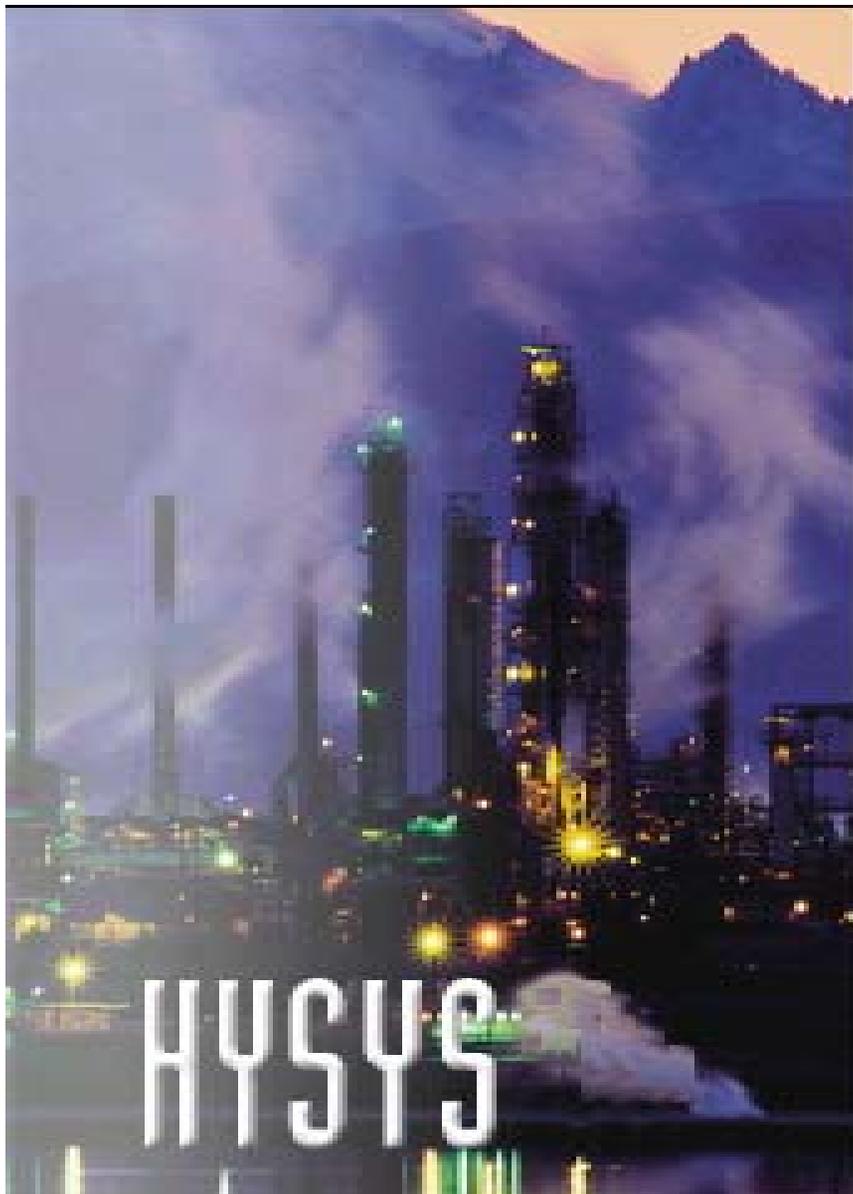
Caída de presión:
$$-\frac{dP}{dV} = \begin{cases} f(F, v, d_p) \\ \text{constante} \end{cases}$$

Requisitos para la convergencia:

- Flujo de entrada
- Modelo Termodinámico (Entalpías)
- La estequiometría y cinética de reacción
- Las dimensiones del reactor
- Parámetros solver (paso, iteraciones, etc.)
- Caída de presión ó Ergún
- Energía intercambiada ó Temp. salida

Resultados:

- Corriente de salida
- Conversión
- Perfiles en función de la posición



REACTORES QUIMICOS

EJEMPLOS

SOFTWARE PARA INGENIEROS DE PROCESOS

Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



Estudio de la reacción de deshidrogenación de etanol

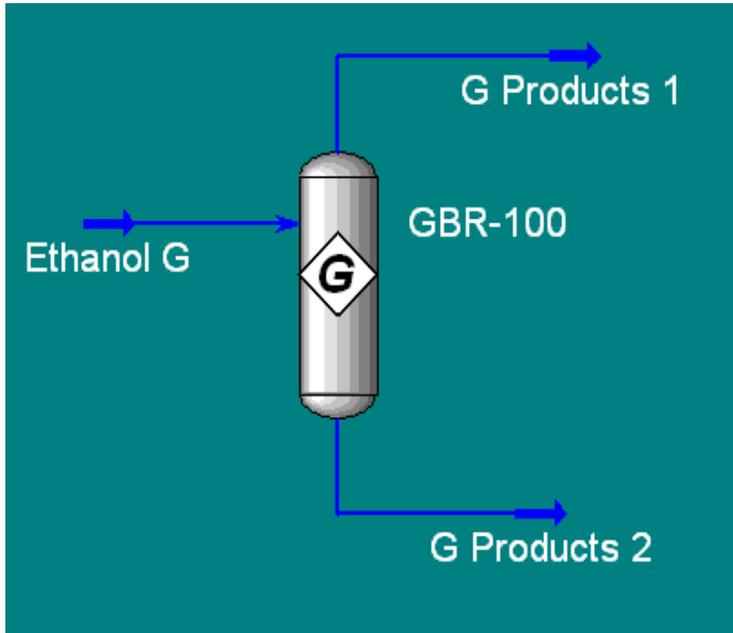
Reacción:



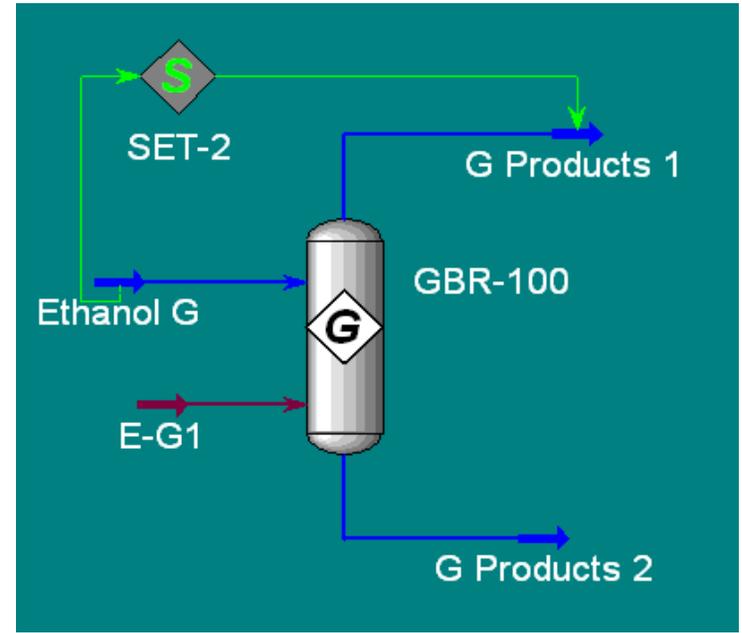
Es endotérmica, ocurre a bajas temperaturas, entre 200 y 350 °C, se favorece a bajas presiones y se obtienen mayores rendimientos en presencia de un catalizador heterogéneo preferiblemente óxido de cobre.



Reactor de Gibbs



Operación adiabática



Operación isotérmica



Reactor de Gibbs

Convergencia operación adiabática:

Ingresando datos para convergencia completa de la corriente de entrada

- ✓ $T = 300 \text{ }^\circ\text{C}$
- ✓ $P = 1 \text{ atm}$
- ✓ Flujo = 50 kmol/h
- ✓ Composición: etanol puro

NOTA:

No requiere el ingreso de una reacción química en el *Simulation Basis Manager*.



Reactor de Gibbs

Convergencia operación isotérmica:

Ingresando adicionalmente a los criterios de operación adiabática, la temperatura de una de las corrientes de salida del reactor. Esta se fija con la ayuda de un operador SET en el mismo valor de la corriente de entrada.

✓ *Connections:*

Target variable:

Object: G Products 1

Variable: Temperature

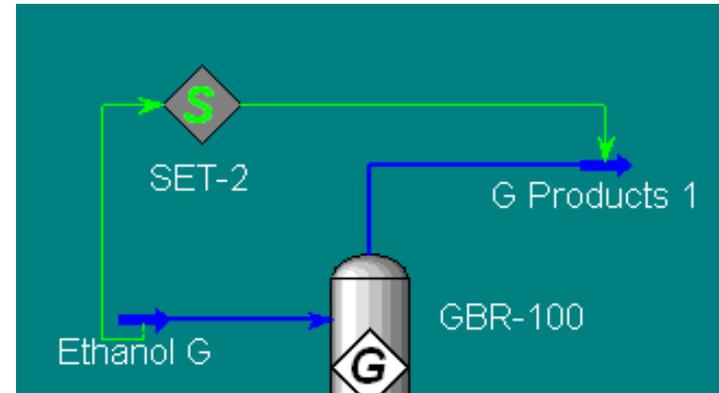
Source:

Object: Ethanol G

✓ *Parameters:*

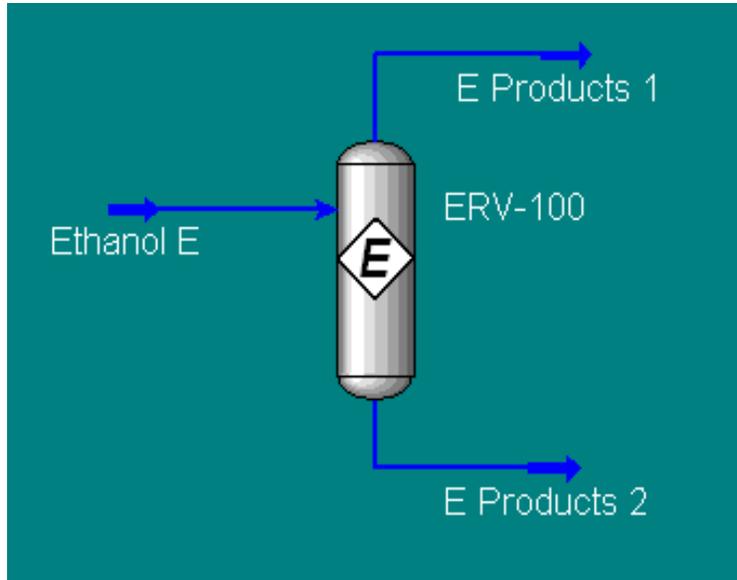
Multiplier: 1

Offset: 0

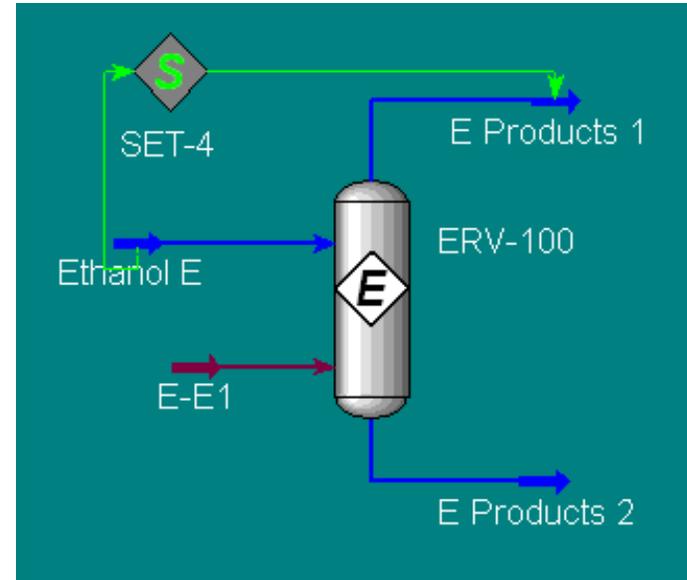




Reactor de Equilibrio



Operación adiabática



Operación isotérmica



Reactor de Equilibrio

Convergencia operación adiabática:

Ingresando datos para convergencia completa de la corriente de entrada

- ✓ $T = 300 \text{ }^\circ\text{C}$
- ✓ $P = 1 \text{ atm}$
- ✓ Flujo = 50 kmol/h
- ✓ Composición: etanol puro

Junto con una reacción química de equilibrio en el *Simulation Basis Manager* donde se ingresa la estequiometría y la forma de cálculo de la constante de equilibrio (*Gibbs free energy*).



Reactor de Equilibrio

Convergencia operación isotérmica:

Ingresando adicionalmente los criterios de operación adiabática, la temperatura de una de las corrientes de salida del reactor. Esta se fija con la ayuda de un operador SET en el mismo valor de la corriente de entrada.

✓ *Connections:*

Target variable:

Object: E Products 1

Variable: Temperature

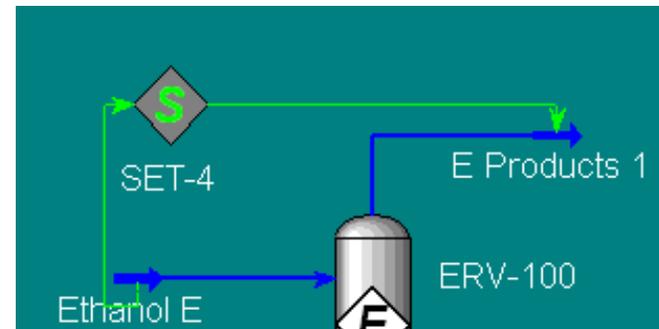
Source:

Object: Ethanol E

✓ *Parameters:*

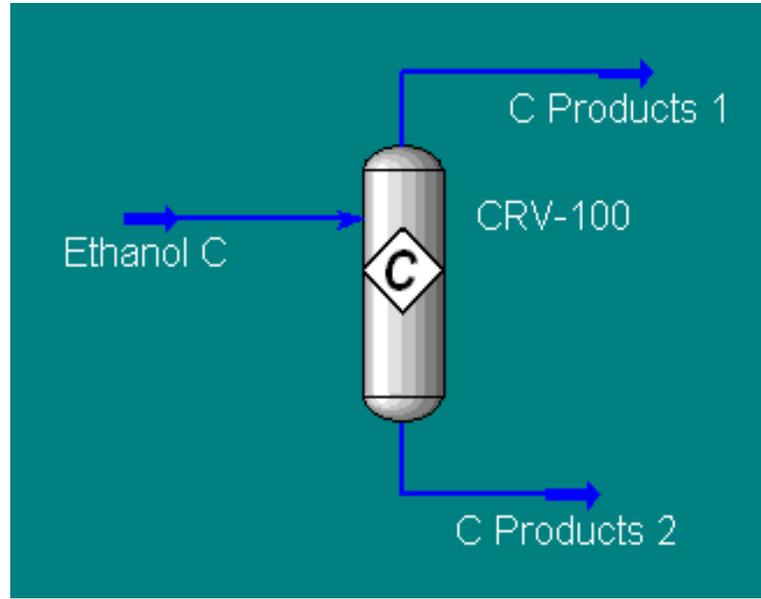
Multiplier: 1

Offset: 0

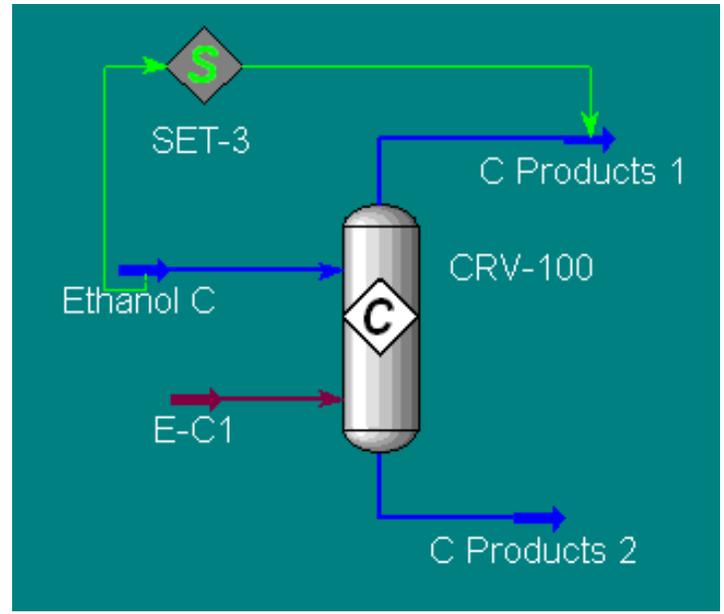




Reactor de Conversión



Operación adiabática



Operación isotérmica



Reactor de Conversión

Convergencia operación adiabática:

Ingresando datos para convergencia completa de la corriente de entrada

- ✓ T = 300 °C
- ✓ P = 1 atm
- ✓ Flujo = 50 kmol/h
- ✓ Composición: etanol puro

Junto con una reacción química de conversión en el *Simulation Basis Manager* donde se ingresa la estequiometría y la forma de cálculo de la conversión:

$$\% \text{Conversión} = C_0 + C_1 T + C_2 T^2$$

$$C_0 = 122$$

$$C_1 = -0,6423$$

$$C_2 = 8 \times 10^{-4}$$



Reactor de Conversión

Convergencia operación isotérmica:

Ingresando adicionalmente a los criterios de operación adiabática, la temperatura de una de las corrientes de salida del reactor. Esta se fija con la ayuda de un operador SET en el mismo valor de la corriente de entrada.

✓ *Connections:*

Target variable:

Object: C Products 1

Variable: Temperature

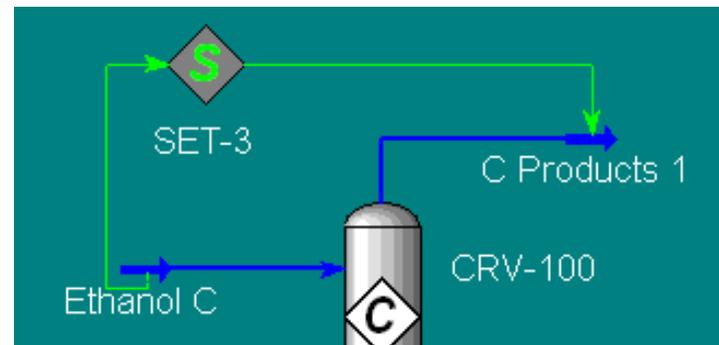
Source:

Object: Ethanol C

✓ *Parameters:*

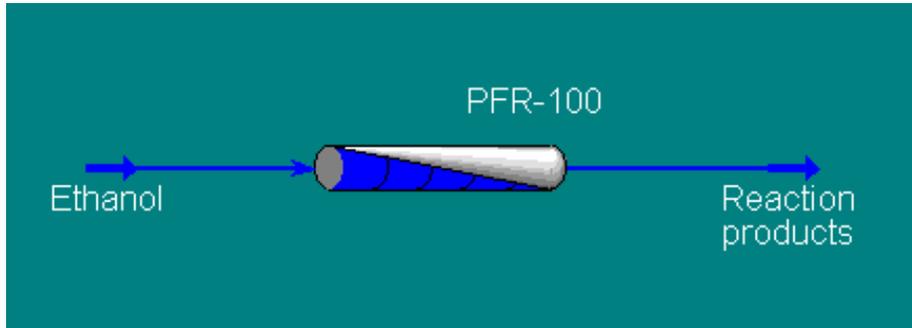
Multiplier: 1

Offset: 0

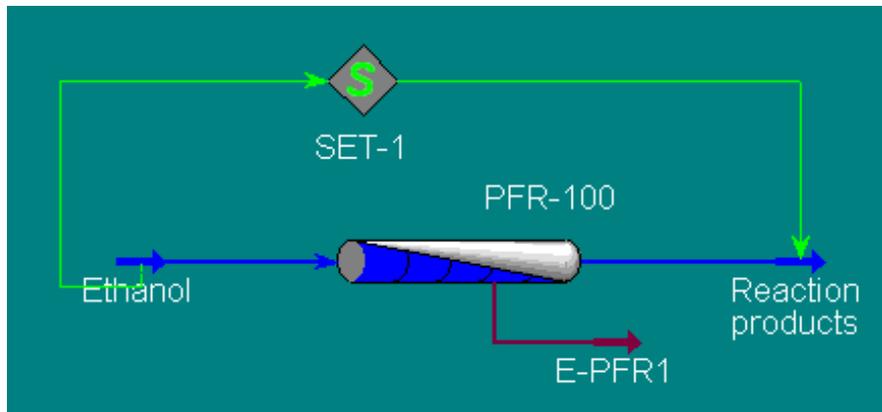




Reactor PFR (Plug Flow Reactor)



Operación adiabática



Operación isotérmica



Reactor PFR (Plug Flow Reactor)

Convergencia operación adiabática:

Ingresando datos para convergencia completa de la corriente de entrada

✓ $T = 300 \text{ }^\circ\text{C}$

✓ $P = 1 \text{ atm}$

✓ Flujo = 50 kmol/h

✓ Composición: etanol puro

Adicionando un modelo cinético que puede ser una reacción química de catálisis heterogénea en el *Simulation Basis Manager* donde se ingresa la estequiometría y el modelo cinético correspondiente.



Reactor PFR (Plug Flow Reactor)

Convergencia operación adiabática:

Definiendo la forma de cálculo de la caída de presión: dada por el usuario o utilizando la ecuación de *Ergun* en la sección *design: parameters*.

Introduciendo la configuración física del reactor en la pestaña *rating*:

- ✓ Longitud del tubo
- ✓ Diámetro del tubo
- ✓ Número de tubos
- ✓ Espesor de pared
- ✓ Fracción de vacíos (diferente de 1 si existe relleno de catalizador heterogéneo, en tal caso también ingresar las propiedades físicas del catalizador en *Reactions: Overall*)



Reactor PFR (Plug Flow Reactor)

Modelo cinético de catálisis heterogénea tomado de la literatura (Ref 1):

$$r_A = \frac{kK_A \left(p_A - \frac{p_R p_S}{K} \right)}{\left(1 + K_A p_A + K_R p_R + K_S p_S \right)^2}$$

Considerando que la reacción:



Es equivalente a:



(Ref 1): Chem. Eng. Sci. (1964) 19:807-818 Franckaerts, J. and Froment, G. E.



Reactor PFR (Plug Flow Reactor)

El cual está en función de las presiones parciales de cada uno de los reactivos y productos involucrados en la reacción y de constantes donde cada una de ellas se expresa en forma de Arrhenius:

$$k = Ae^{-Ea/RT}$$

p_A p_R p_S

Presiones parciales de cada uno de los reactivos y productos

K_A K_R K_S

Constantes de adsorción (reactivos) y desorción (productos)

k

Constante cinética

K

Constante de equilibrio



Reactor PFR (Plug Flow Reactor)

En Aspen-HYSYS se debe ingresar el modelo de la siguiente forma:

$$r = \frac{k_f \prod_{i=1}^{\text{React.}} C_i^{\alpha_i} - k_r \prod_{j=1}^{\text{Prod.}} C_j^{\beta_j}}{\left[1 + \sum_{k=1}^M \left(K_k \prod_{g=1}^M C_g^{\gamma_{kg}} \right) \right]^n}$$



Reactor PFR (Plug Flow Reactor)

Transformando el modelo cinético de la literatura a la forma en que lo requiere Aspen-HYSYS se obtiene:

$$r_A = \frac{k_f p_A - k_r p_R p_S}{\left(1 + K_A p_A + K_R p_R + K_S p_S\right)^2}$$

Donde:

$$k_f = k * K_A \quad y \quad k_r = k * K_A / K$$



Reactor PFR (Plug Flow Reactor)

Pero como normalmente los modelos de catálisis heterogénea se expresan en unidades que tienen como base la masa de catalizador, por ejemplo: kmol reactivo/kg cat.h, entonces el modelo cinético se debe multiplicar por la densidad *bulk* del catalizador para obtener la velocidad de reacción en las unidades que tiene disponible Aspen-HYSYS por ejemplo: kmol reactivo/m³.h. Haciendo dicha operación:

$$r_A = \frac{k_f' p_A - k_r' p_R p_S}{(1 + K_A p_A + K_R p_R + K_S p_S)^2}$$

Donde: $k_f' = k_f * \rho_{b_{cat}}$ y $k_r' = k_r * \rho_{b_{cat}}$

$\rho_{b_{cat}}$ = Densidad *bulk* del catalizador



Reactor PFR (Plug Flow Reactor)

Valores tomados de la literatura:

Constante cinética	Ea (kJ/kmol)	A
k	16310	11409991,76
K_A	-5890	0,001661557
K_R	-11070	$8,2724 \times 10^{-5}$
K_S	-6850	0,00076167
K	70918,5	238231,039



Reactor PFR (Plug Flow Reactor)

Valores resultado de la transformación del modelo a las condiciones de Aspen-HYSYS y con el respectivo cambio de unidades:

Constante cinética	Ea (kJ/kmol)	A
k_r	-60498,5	31,83188
k_f	10420	7583341,9
K_A	-5890	0,0016156
K_R	-11070	$8,2724 \times 10^{-5}$
K_S	-6850	0,0007617



Reactor PFR (Plug Flow Reactor)

Configuración física del reactor:

Característica	Valor
Longitud de tubo	1 m
Diámetro de tubo	0,381 m
Número de tubos	50
Fracción de vacíos	0,38 (esf.)

Propiedades físicas del catalizador:

Propiedad	Valor
Catalizador	CuO
Diámetro de partícula	3 mm
Densidad	1500 kg/m ³
Capacidad calorífica	155,76 cal/kg.°C

Reactor PFR (Plug Flow Reactor)

Convergencia operación isotérmica:

Ingresando adicionalmente a los criterios de operación adiabática, la temperatura de la corriente de salida del reactor. Esta se fija con la ayuda de un operador SET en el mismo valor de la corriente de entrada.

✓ *Connections:*

Target variable:

Object: Reaction Products

Variable: Temperature

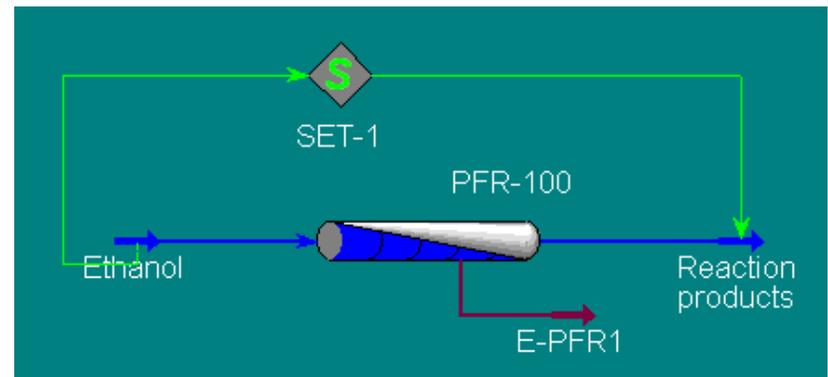
Source:

Object: Ethanol

✓ *Parameters:*

Multiplier: 1

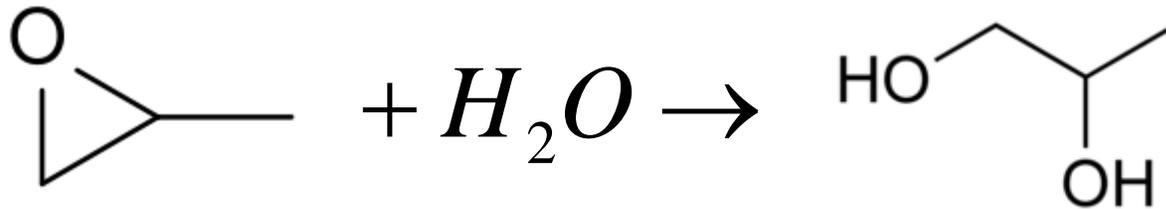
Offset: 0





Producción de propilenglicol

Reacción:

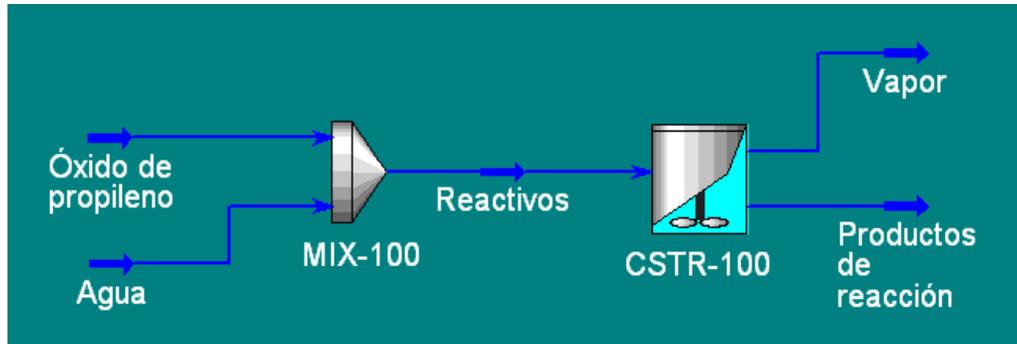


Óxido de propileno + agua => Propilenglicol

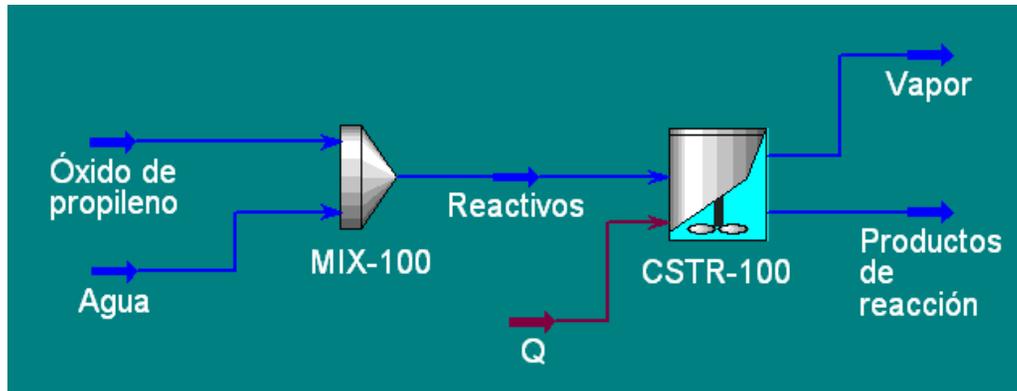
Reacción en fase líquida, exotérmica, por tanto requiere que se retire energía del sistema en forma de calor. En Aspen-HYSYS forma 2 fases líquidas: una acuosa y otra líquida como tal, por esta razón la convergencia se da en condiciones de *Combined Liquid*.



Reactor CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor)



Operación adiabática



Operación no adiabática



Reactor CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor)

Convergencia operación adiabática:

Ingresando datos para convergencia completa de las corrientes de entrada:

Óxido de Propileno

- ✓ $T = 75 \text{ }^\circ\text{F}$
- ✓ $P = 16,166 \text{ Psia}$
- ✓ $\text{Flujo} = 150 \text{ lbmol/h}$

Agua

- ✓ $T = 75 \text{ }^\circ\text{C}$
- ✓ $P = 16,166 \text{ psia}$
- ✓ $\text{Flujo} = 1,1 \times 10^4 \text{ lb/h}$

Adicionando un modelo cinético que puede ser una reacción química tipo *kinetic* en el *Simulation Basis Manager* donde se ingresa la estequiometría y el modelo cinético correspondiente.



Reactor CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor)

Convergencia operación adiabática:

Definiendo la caída de presión (*Design: parameters*): por defecto es cero, pero su valor es modificable.

Introduciendo la configuración física del reactor en la pestaña *Design: parameters*:

✓ Volumen del reactor = 280 ft³

✓ Nivel de líquido = 85 %



Reactor CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor)

Modelo cinético de primer orden, tipo *kinetic*:

$$r_{Ox.propileno} = kC_{Ox.propileno}$$

$$r_{Ox.propileno} [=] \text{ lbmol} / \text{ft}^3 \cdot \text{h}$$

Donde:

$$k = Ae^{-Ea/RT}$$

Constante cinética	Ea (kJ/mol)	A
k	75362	1,7x10 ¹³



Reactor CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor)

En Aspen-HYSYS se debe ingresar el modelo de la siguiente forma:

$$r = k * f(Basis) - k' * f'(Basis)$$

El modelo cinético de este caso corresponde a la primera parte de la ecuación anterior, la *forward reaction*.

Consideraciones adicionales:

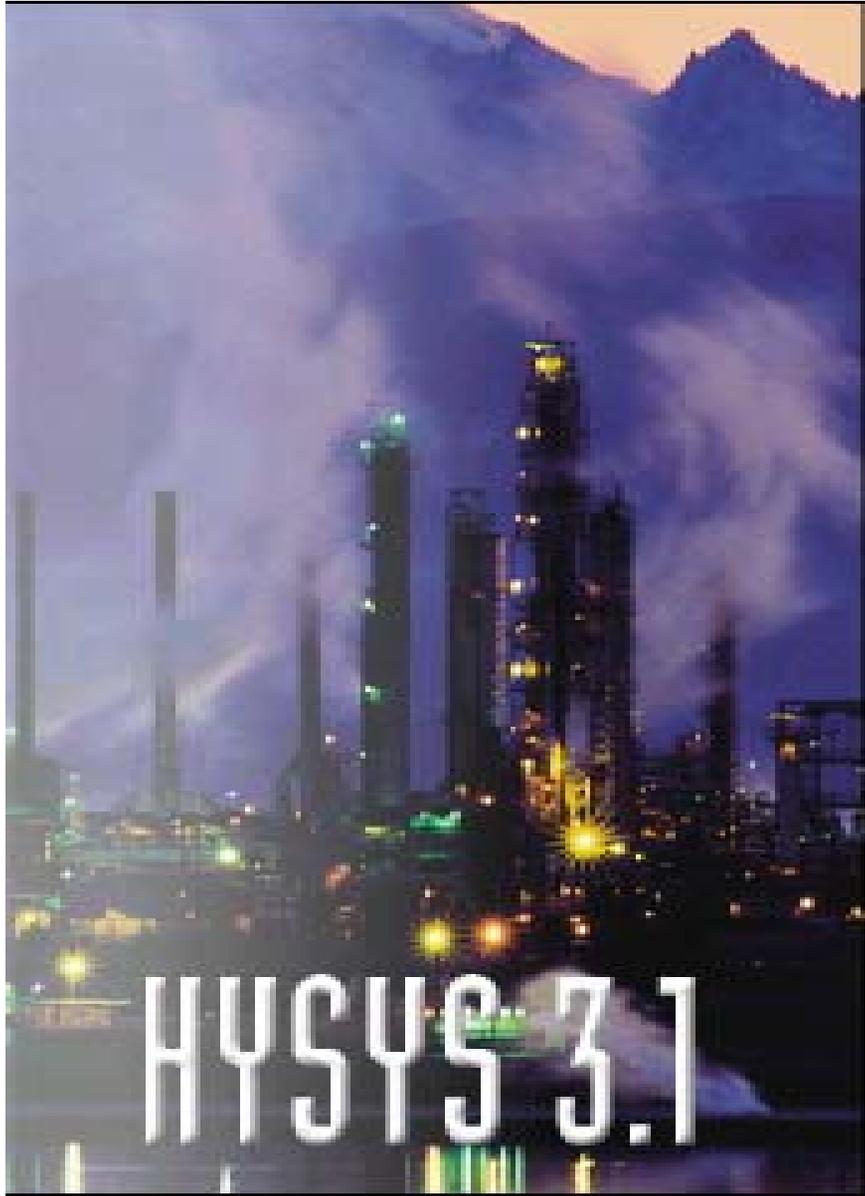
- ✓ *Rxn phase: Combined Liquid*
- ✓ *Basis: Molar Conc*



Reactor CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor)

Convergencia operación no adiabática:

Ingresando adicionalmente a los criterios de operación adiabática, la temperatura de la corriente de salida del reactor. Para este caso tendrá un valor de: 140 °F.



EQUIPOS DE SEPARACIÓN LIQUIDO GAS

Separador Flash

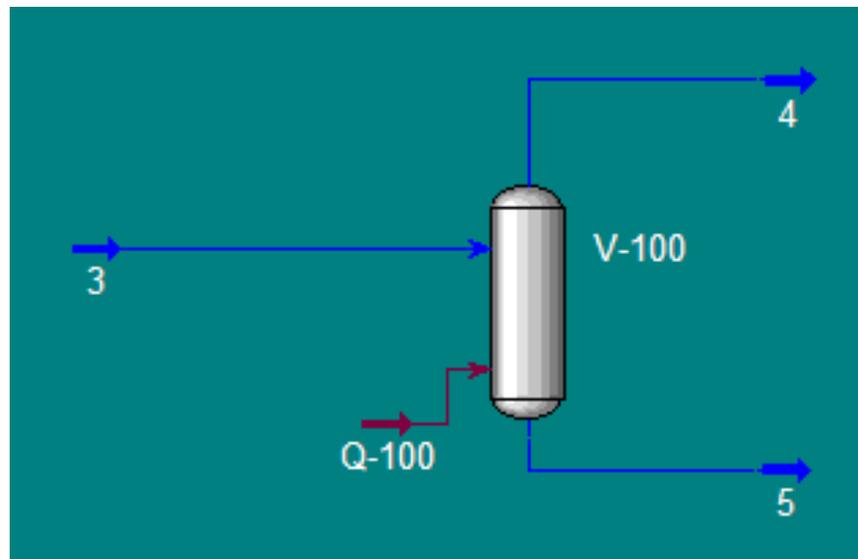
SOFTWARE PARA
INGENIEROS DE PROCESOS



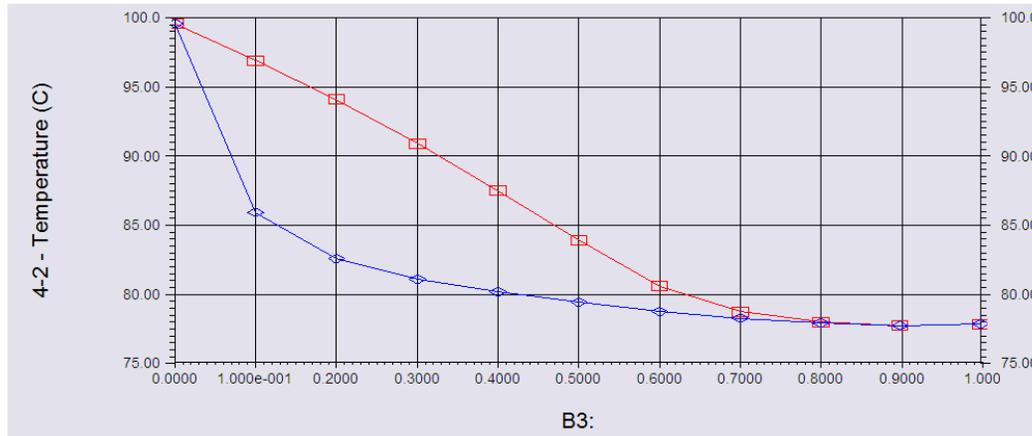
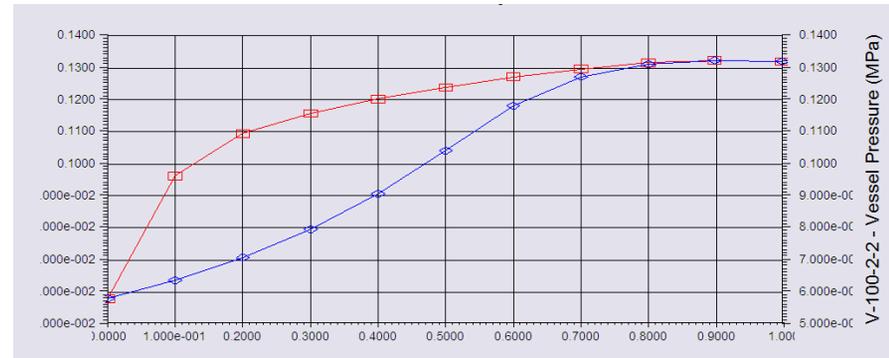
ECUACIONES DE BALANCE

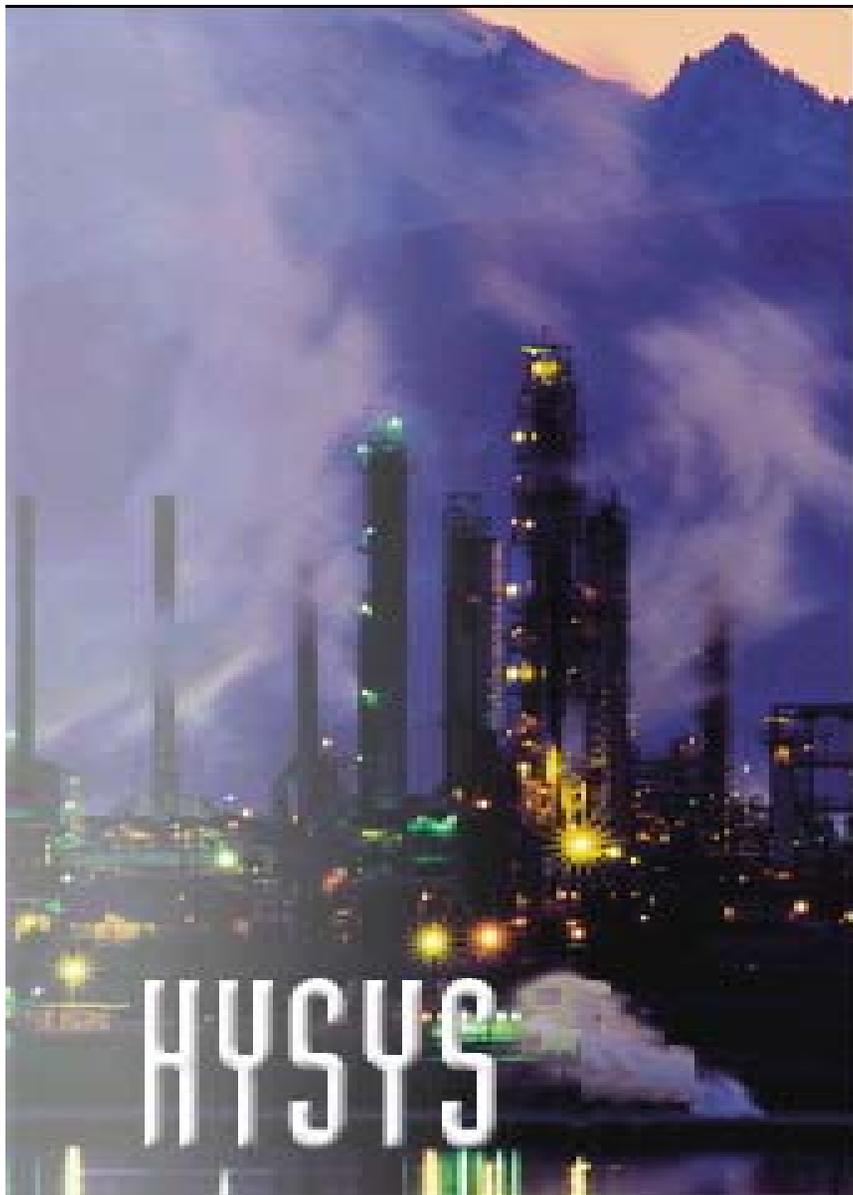
$$F = \sum_i \frac{z_i (K_i - 1)}{1 + v (K_i - 1)} = 0$$

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i P_i^{Sat}}{\Phi_i P}$$



APLICACIÓN: DIAGRAMAS DE EVL





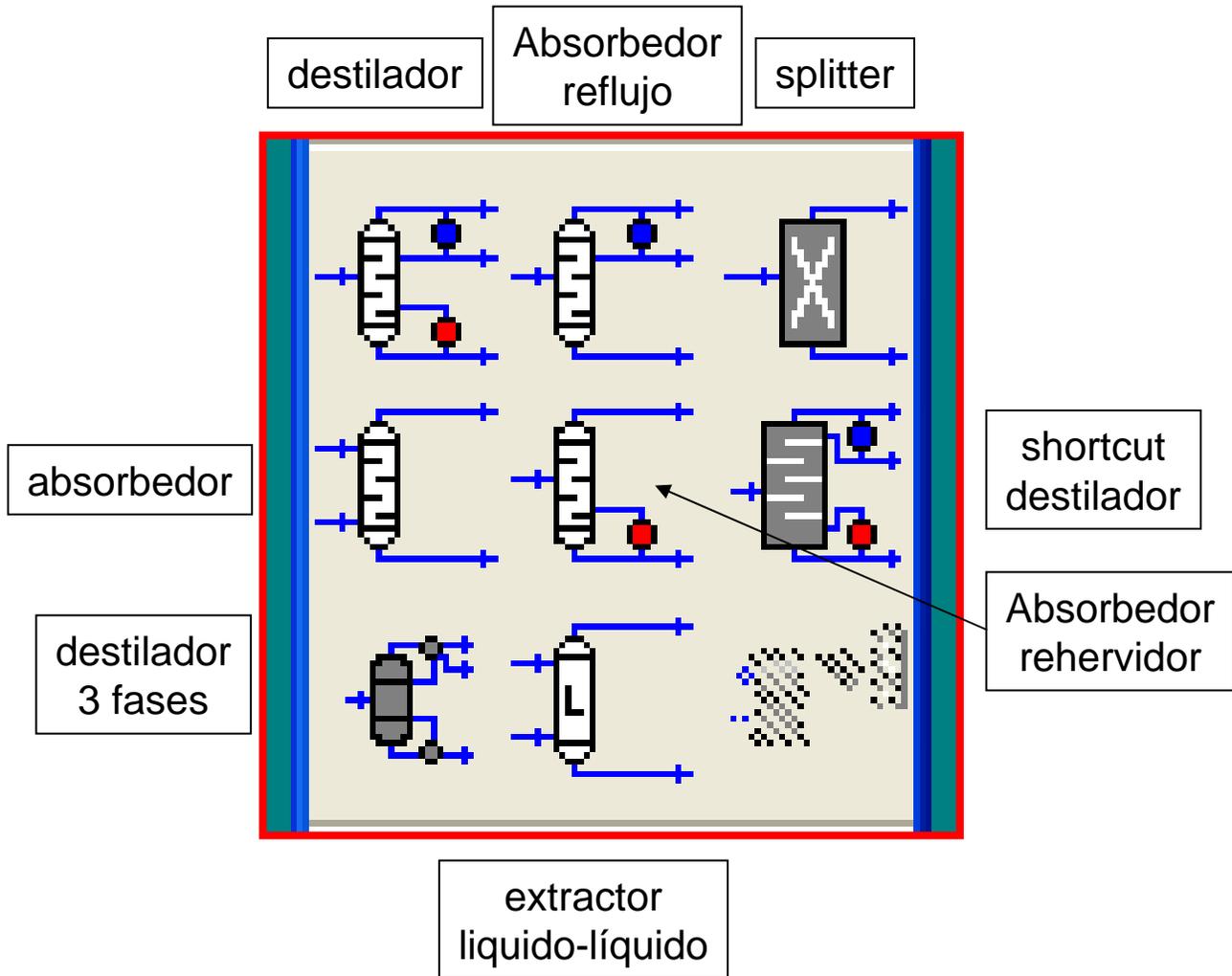
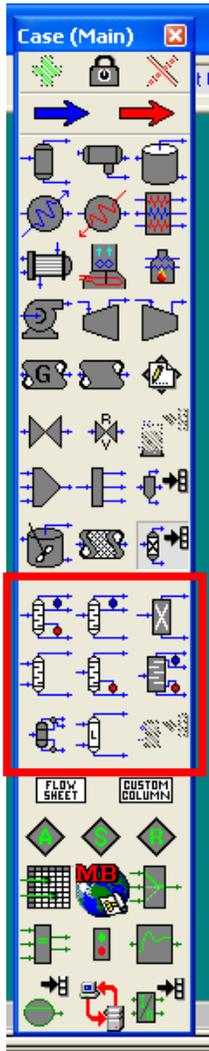
COLUMNAS DE SEPARACION

SOFTWARE PARA INGENIEROS DE PROCESOS

Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS

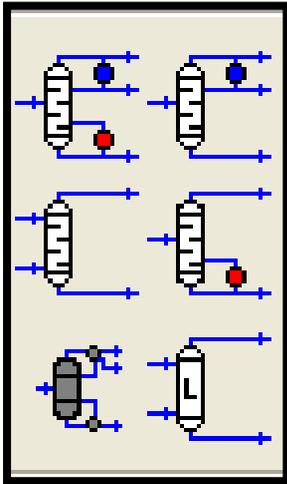


COLUMNAS DE SEPARACION

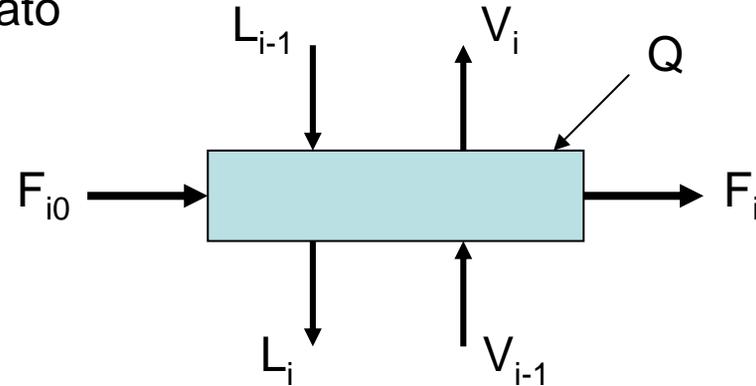




COLUMNAS DE SEPARACION



Modelo de un plato



$$\text{Bal. Masa } j: (L_{i-1}X_{j,i-1} + V_{i-1}Y_{j,i-1} + \sum F_{j,i0}X_{j,i0}) - (L_iX_{j,i} + V_iY_{j,i} + \sum F_iX_{j,i0}) = 0$$

Relación equilibrio:

$$K_{ji} = \frac{Y_{ji}}{X_{ji}}$$

$$\text{Bal. Energía: } (L_{i-1}H_{i-1} + V_{i-1}H_{i-1} + \sum F_{i0}H_{i0}) - (L_iH_i + V_iH_i + \sum F_iH_i) = Q$$

Caída de presión:

$$\Delta P = \text{constante}$$



Qué modelo utiliza HYSYS?



$$(L_{i-1}X_{j,i-1} + V_{i-1}Y_{j,i-1} + \sum F_{j,0}X_{j,0}) - (L_iX_{j,i} + V_iY_{j,i} + \sum F_{j,1}X_{j,1}) = 0$$

Sistema de Ecuaciones No Lineales

$$(L_{i-1}H_{i-1} + V_{i-1}H_{i-1} + \sum F_{j,0}H_{j,0}) - (L_iH_i + V_iH_i + \sum F_{j,1}H_{j,1}) = Q$$

Número de Ecuaciones = Número Incógnitas
Grados de libertad = 0

Métodos numéricos (Solvers)



COLUMNAS DE SEPARACION

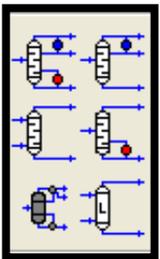


Requisitos para que el modelo converja:

- Corrientes de entrada
- Número de platos
- Presión cima
- Presión fondo

- Especificaciones (specs)

Flujo de salida
Composición plato/corriente
Temperatura plato
Energía
Reflujo (L/D), etc.



Especificaciones = # Intercambiadores - 2 + # Corrientes de salida



SOLVERS PARA COLUMNAS

Method	Explanation
HYSIM Inside-Out	General purpose method, which is good for most problems.
Modified HYSIM Inside-Out	General purpose method, which allows mixer, tee, and heat exchangers inside the column sub-flowsheet.
Newton Raphson Inside-Out	General purpose method, which allows liquid-phase kinetic reactions inside the Column sub-flowsheet.
Sparse Continuation Solver	An equation based solver. It supports two liquid phases on the trays, and its main use is for solving highly non-ideal chemical systems and reactive distillation.
Simultaneous Correction	Simultaneous method using dogleg methods. Good for chemical systems. This method also supports reactive distillation.
OLI Solver	Only used to calculate the column unit operation in an electrolyte system.

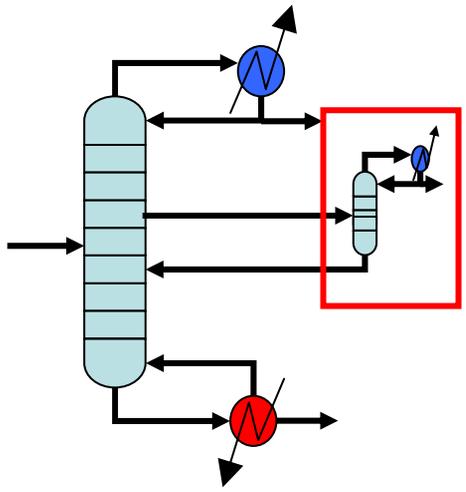
SOLVERS PARA COLUMNAS

	HYSIM I/O	Modified HYSIM I/O	Newton Raphson I/O	Sparse Continuation	Simultaneous Correction	Distop	OLI
Component Efficiency Handling	Yes	Yes	No	Yes	No	No	Yes
Total Efficiency Handling	Yes	Yes	No	Yes	No	Section efficiency	Yes
Additional Side Draw	Yes	Yes	Yes	Yes	Yes	No	Yes
Vapour Bypass	Yes	Yes	No	Yes	No	No	No
Pump Arounds	Yes	Yes	No	Yes	No	Yes	Yes
Side Stripper	Yes	Yes	No	Yes	No	Yes	No
Side Rectifier	Yes	Yes	No	Yes	No	No	No
Mixer & Tee in Sub-flowsheet	No	Yes	No	No	No	No	No
Three Phase	Yes (water draw)	Yes (water draw)	No	Yes	No	Yes	Yes
Chemical (reactive)	No	No	Yes	Yes	Yes	No	Internal reactions

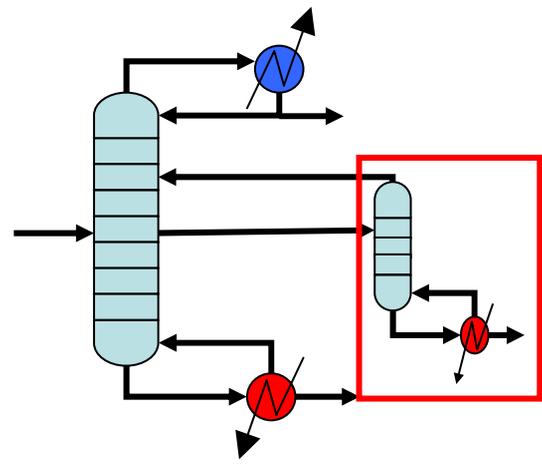


OPCIONALES LATERALES (Side ops)

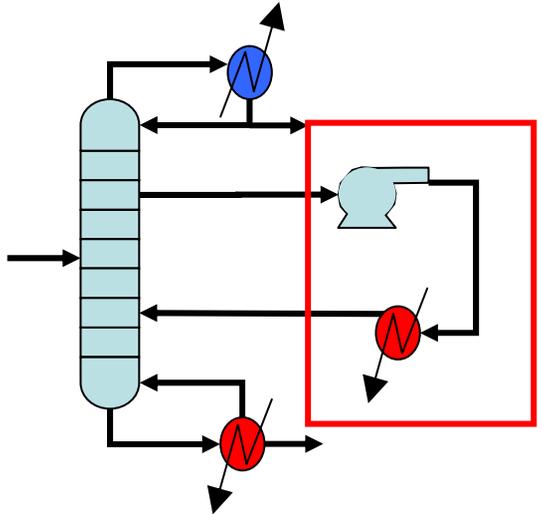
Rectificador lateral



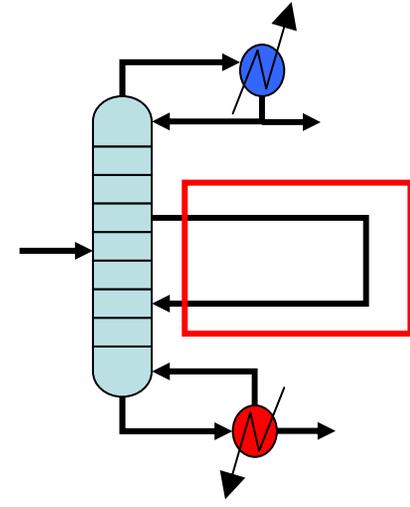
Despojador (stripper) lateral

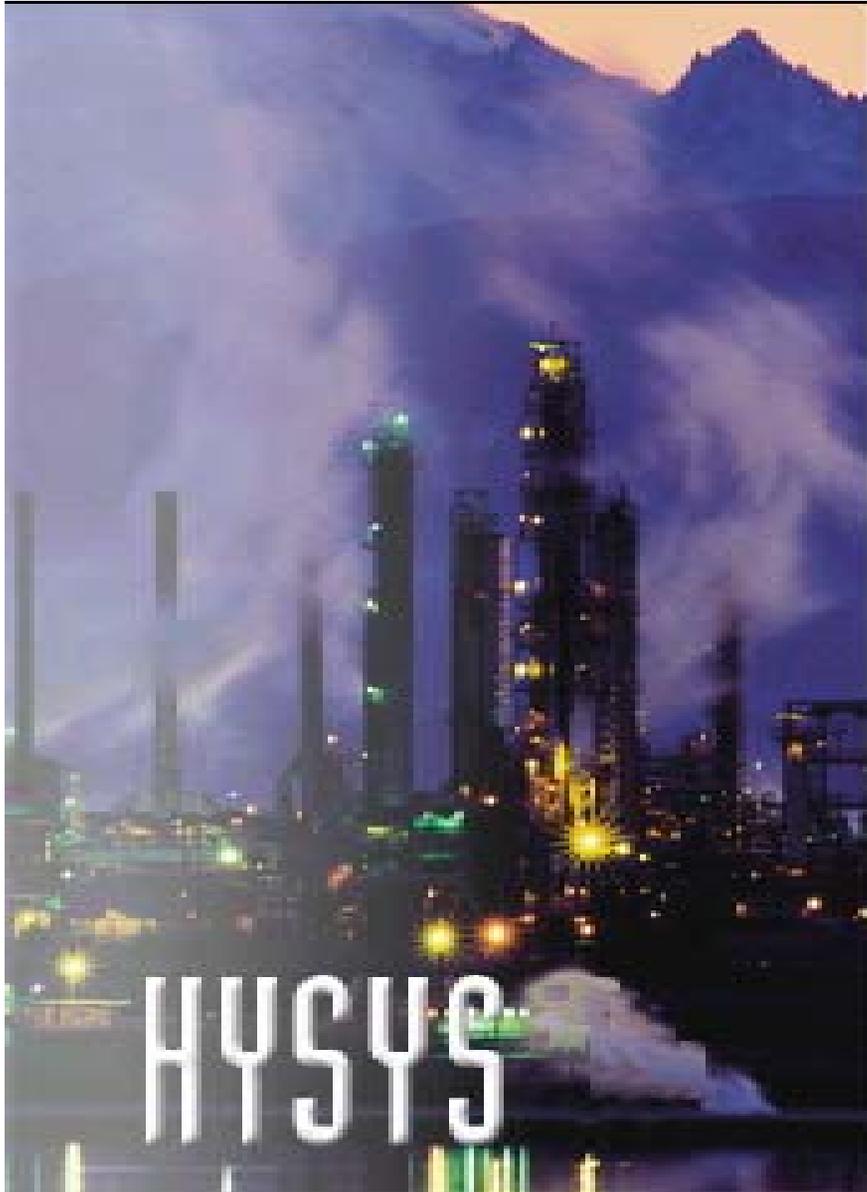


Pump Around



Bypass





MULTIFLOWSHEET

Separación de MCB

Planta de Ciclo hexano

**Planta de reacción de di cloro
etano**

**Planta de reacción de cloruro
de vinilo**

SOFTWARE PARA INGENIEROS DE PROCESOS

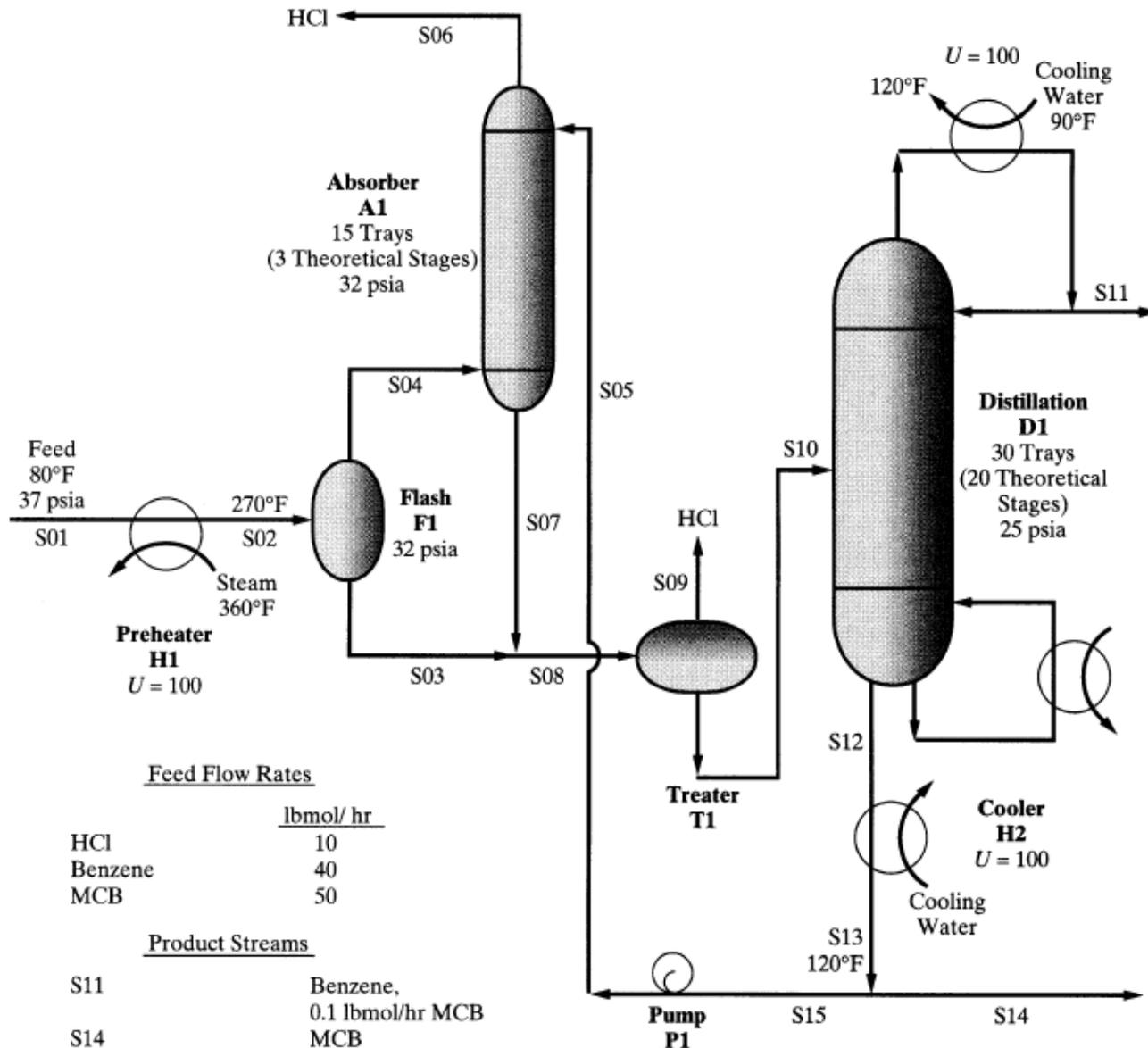
Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



SISTEMA DE SEPARACIÓN DE MONOCLOROBENCENO

Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS

SISTEMA DE SEPARACIÓN DE MONOCLOROBENCENO





SISTEMA DE SEPARACIÓN DE MONOCLOROBENCENO

Para el proceso de recuperación de MCB se alimenta una mezcla de HCl, benceno y monoclorobenceno (MCB), la cual se vaporiza parcialmente mediante un precalentador, (*heater*). Luego esta mezcla se alimenta a un separador *flash*, donde la corriente gaseosa proveniente de este se alimenta a una columna de absorción en la cual mayoría del HCl se elimina como vapor y los demás compuestos se absorben con una corriente de MCB.

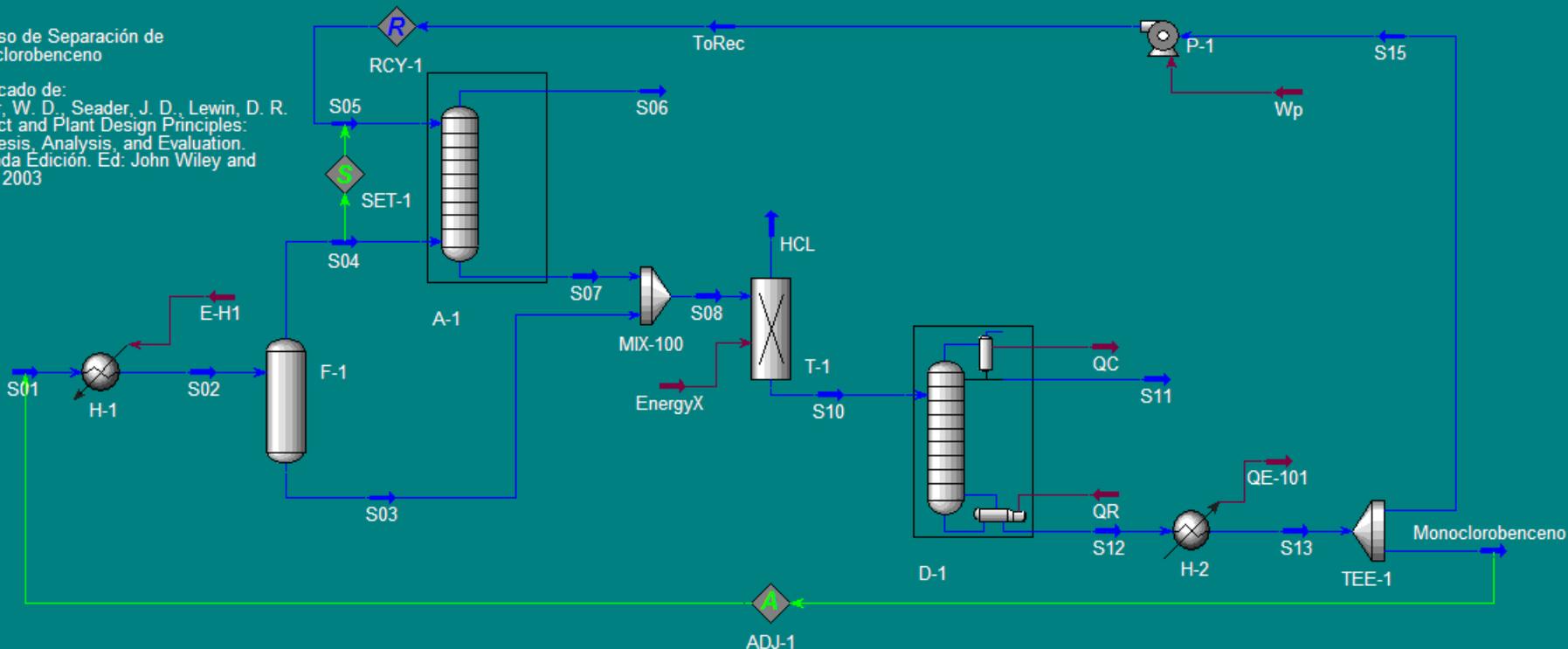
El efluente líquido del separador *flash* y de la columna de absorción se mezclan y se tratan (en este caso mediante un separador ideal: *splitter*) con el fin remover el HCl remanente en su totalidad y sin pérdidas de benceno y MCB.

Posteriormente la corriente líquida tratada se ingresa a una columna de destilación para separar el benceno del MCB. Por el tope se obtiene benceno, los fondos se enfrían y una parte de ellos se regresa (mediante un reciclaje) a la torre de absorción.

SISTEMA DE SEPARACIÓN DE MONOCLOROBENCENO

Proceso de Separación de Monoclorobenceno

Modificado de:
Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R.
Product and Plant Design Principles:
Synthesis, Analysis, and Evaluation.
Segunda Edición. Ed: John Wiley and
Sons. 2003

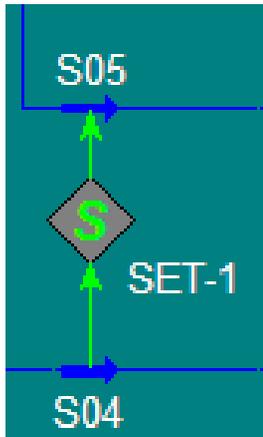


Condiciones de operación, ver archivo: Separación MCB.hsc

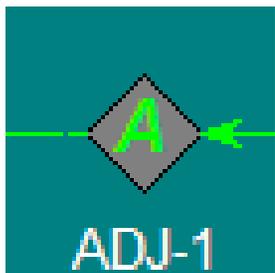
Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



SISTEMA DE SEPARACIÓN DE MONOCLOROBENCENO



Para garantizar una operación eficiente en la torre de absorción A-1 se debe definir una relación entre el flujo molar de absorbente y la corriente S04 con un valor de 3. Para ello se usa el objeto SET-1, el cual crea una relación lineal entre los flujos molares de las corrientes mencionadas.



Para obtener un flujo molar deseado de monoclorobenceno, se introduce en el sistema el objeto ADJ-1 cuyo funcionamiento consiste en ajustar el valor del flujo molar de entrada al proceso (S01) hasta que la simulación converja al resultado esperado.



UN PROCESO PARA CONVERTIR BENCENO A CICLOHEXANO



UN PROCESO PARA CONVERTIR BENCENO A CICLOHEXANO

Aquí, se considera un proceso donde se involucra un reactor químico, separadores, intercambiadores de calor y bombas. En la figura, se muestra un diagrama de flujo de un proceso continuo y en estado estable, para la elaboración de aproximadamente 10 millones de galones por año de ciclohexano de alta pureza mediante hidrogenación catalítica de benceno de alta pureza, a elevada temperatura y presión. El corazón del proceso es un reactor en el cual se alimenta una mezcla de benceno líquido e hidrógeno de stock junto con hidrógeno reciclado del mismo proceso proveniente del exceso estequiométrico de la reacción

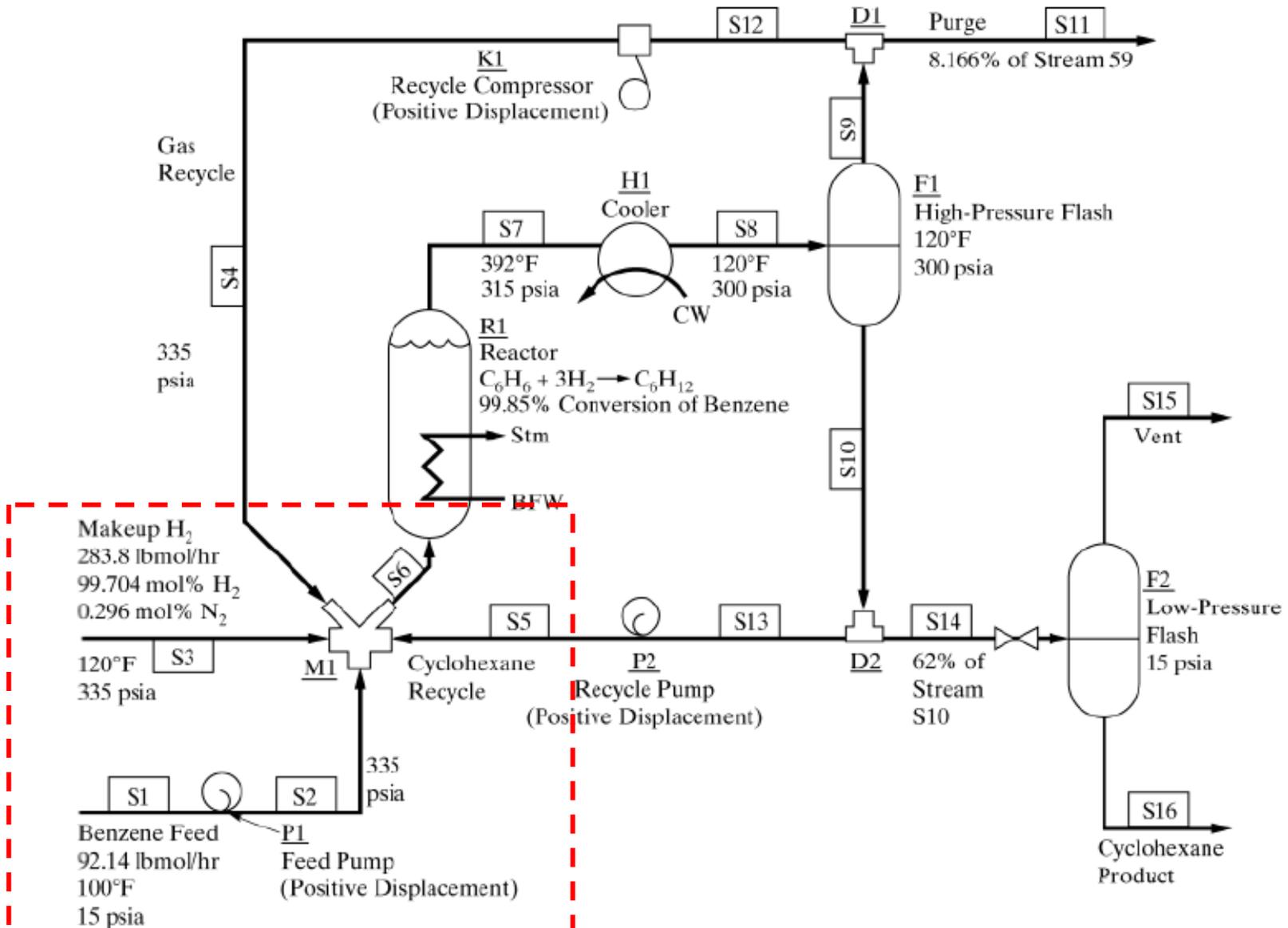




UN PROCESO PARA CONVERTIR BENCENO A CICLOHEXANO

En la figura se incluyen todos los equipos y corrientes principales así como un conjunto de condiciones de operación, con el fin de elaborar un diseño preliminar. 92,14 lbmol/h de benceno puro líquido de *stock* se alimenta a 100 °F y 15 psia bombeado por P1 a 335 psia. Esta corriente se mezcla en la línea y adiabáticamente a M1 con gas hidrógeno impuro de reciclaje (S3) que contiene 0,296 mol% de nitrógeno a 120 °F y 335 psia, gas de reciclado (S4), y ciclohexano reciclado (S5) para producir el alimento combinado del reactor (S6).

UN PROCESO PARA CONVERTIR BENCENO A CICLOHEXANO

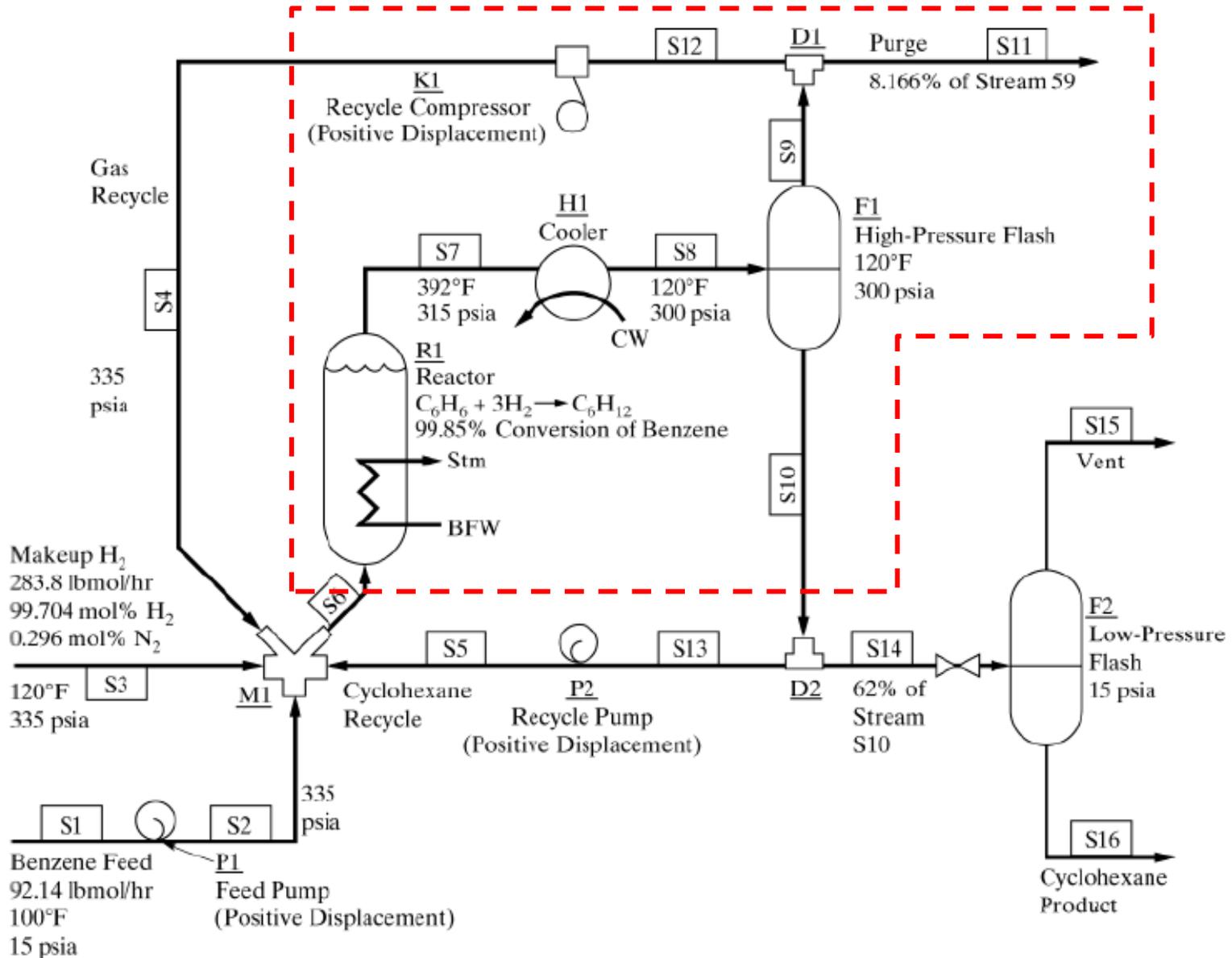




UN PROCESO PARA CONVERTIR BENCENO A CICLOHEXANO

En el reactor enfriado, R1, 99,86 % del benceno de la corriente S6 se hidrogena para producir el vapor saturado del efluente del reactor (S7) a 392 °F y 315 psia. Este efluente se enfría hasta 120 °F a 300 psia por el enfriador, H1, y luego se separa a estas condiciones en un flash de alta presión, F1, en una corriente de vapor rica en hidrógeno y una de líquido rica en ciclohexano. Un total de 8,166 % del vapor de este flash se purgado mediante la corriente S11 en la te D1. El vapor remanente (S12), se recicla al reactor, R1, para proveer el exceso de hidrógeno.

UN PROCESO PARA CONVERTIR BENCENO A CICLOHEXANO

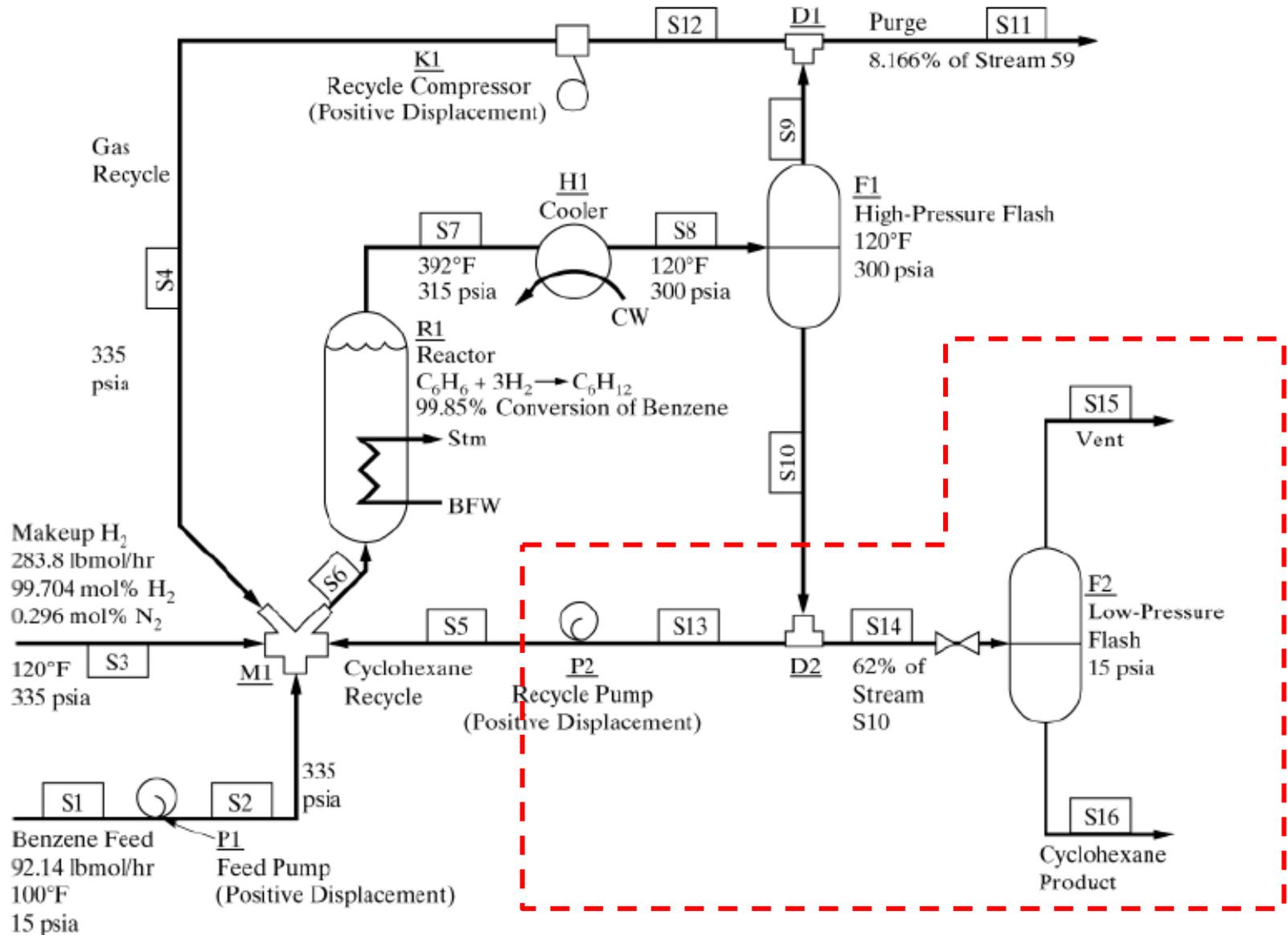




UN PROCESO PARA CONVERTIR BENCENO A CICLOHEXANO

En la te, D2, un 62% del líquido (S10) del flash F1 se envía mediante la corriente S14 a un flash adiabático de baja presión, F2, que opera a 15 psia. El gas de F2 se ventea por la corriente S15, mientras que el líquido se toma como el producto del proceso: ciclohexano S16. El líquido remanente, S13, de F1 se recicla mediante la bomba P2 al reactor R1 para controlar la presión del vapor saturado del efluente del reactor.

UN PROCESO PARA CONVERTIR BENCENO A CICLOHEXANO

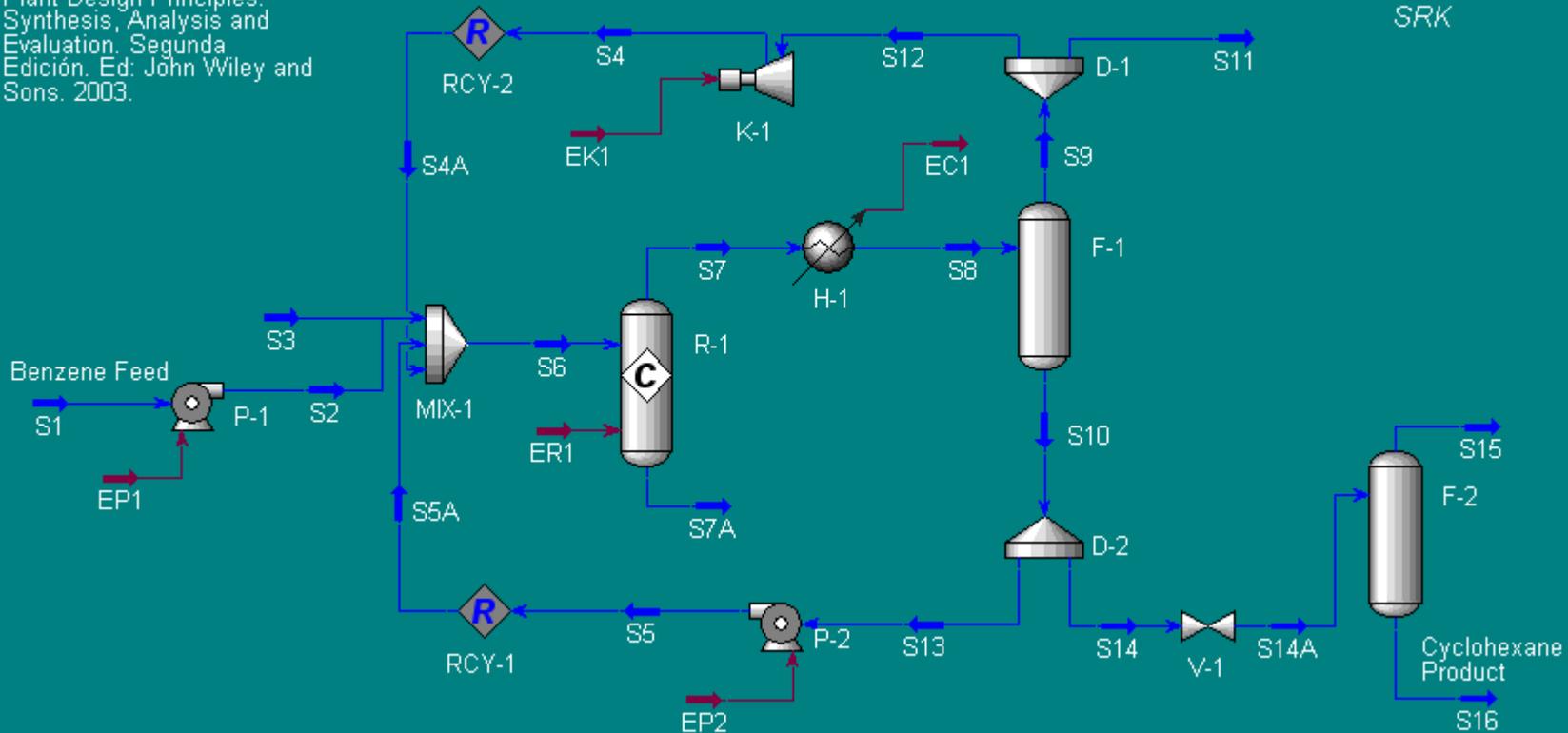


UN PROCESO PARA CONVERTIR BENCENO A CICLOHEXANO

Modificado de:
Seider, W. D., Seader, J. D.,
Lewin, D. R. Product and
Plant Design Principles:
Synthesis, Analysis and
Evaluation. Segunda
Edición. Ed: John Wiley and
Sons. 2003.

A PROCESS FOR CONVERTING BENZENE TO CYCLOHEXANE
(Proceso para la Conversión de Benceno en Ciclohexano)

Modelo termodinámico:
SRK



Condiciones de operación, ver archivo: Benceno a ciclohexano.hsc

Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



PLANTA DE DICLOROETANO

Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



PLANTA DE DICLOROETANO

Uno de los procesos para la producción de cloruro de vinilo se basa en la oxiclорación del cloruro de etileno con ácido clorhídrico y aire para producir Dicloroetano, el cual después de ser purificado se craquea para obtener el cloruro de vinilo como producto principal. Esta vía de producción de cloruro de vinilo no es de las más económicas del mercado pero se justifica al usar como materia prima un componente de poca salida como el HCL. Las etapas del proceso se describen a continuación.



PLANTA DE DICLOROETANO

Reacción de oxiclорación:

La reacción que se lleva a cabo dentro del reactor es la siguiente:



$$Conversión(HCl) = 95\%$$

En el reactor también ocurre una reacción secundaria que produce tricloroacetaldehído.

Reacción de cloral (Tricloroacetaldehído):



$$Conversión(HCl) = 4\%$$



PLANTA DE DICLOROETANO

Reactor de oxidación (Reactor de conversión):

Este reactor opera a 5 bar y a una temperatura de 250 °C de manera isotérmica, el alimento al reactor consiste de tres corrientes de masa que se encuentran a las mismas condiciones de operación del reactor, dichas corrientes son:

- ✓ Una corriente de etileno puro.
- ✓ Una corriente de aire puro.
- ✓ Una corriente de HCl puro.

Para la operación satisfactoria del reactor, las corrientes alimentadas a este deben cumplir con unas relaciones constantes entre sus flujos molares, de la manera siguiente.

- Relación de flujo molar etileno : Aire = 5
- Relación de flujo molar etileno : HCl = 2

El flujo molar de etileno alimentado al reactor es de 5 lbmol/h



PLANTA DE DICLOROETANO

Separador *Flash*:

Este equipo trabaja de manera no adiabática a una temperatura de 104 °F, y es alimentado por la corriente gaseosa que sale del reactor de oxiclорación que viene a 5 bar y 250°C. La caída de presión de este equipo puede considerarse despreciable.

Decantador (Separador de tres fases):

Este equipo tiene como objetivo separar la fase acuosa de la fase líquida que viene en la corriente líquida que sale del separador flash, este equipo trabaja de manera adiabática.

Separador de cloral y agua (*Splitter*):

Este *splitter* trabaja de manera no adiabática, y cumple la función de separar toda el agua y tricloroacetaldehído de la corriente líquida que sale del separador de tres fases. Del *splitter* salen dos corrientes de masa, una que lleva toda el agua y el cloral, y otra, que lleva el resto de los componentes del proceso; estas corrientes se encuentran a una presión de 5 bar y una temperatura de 40°C.



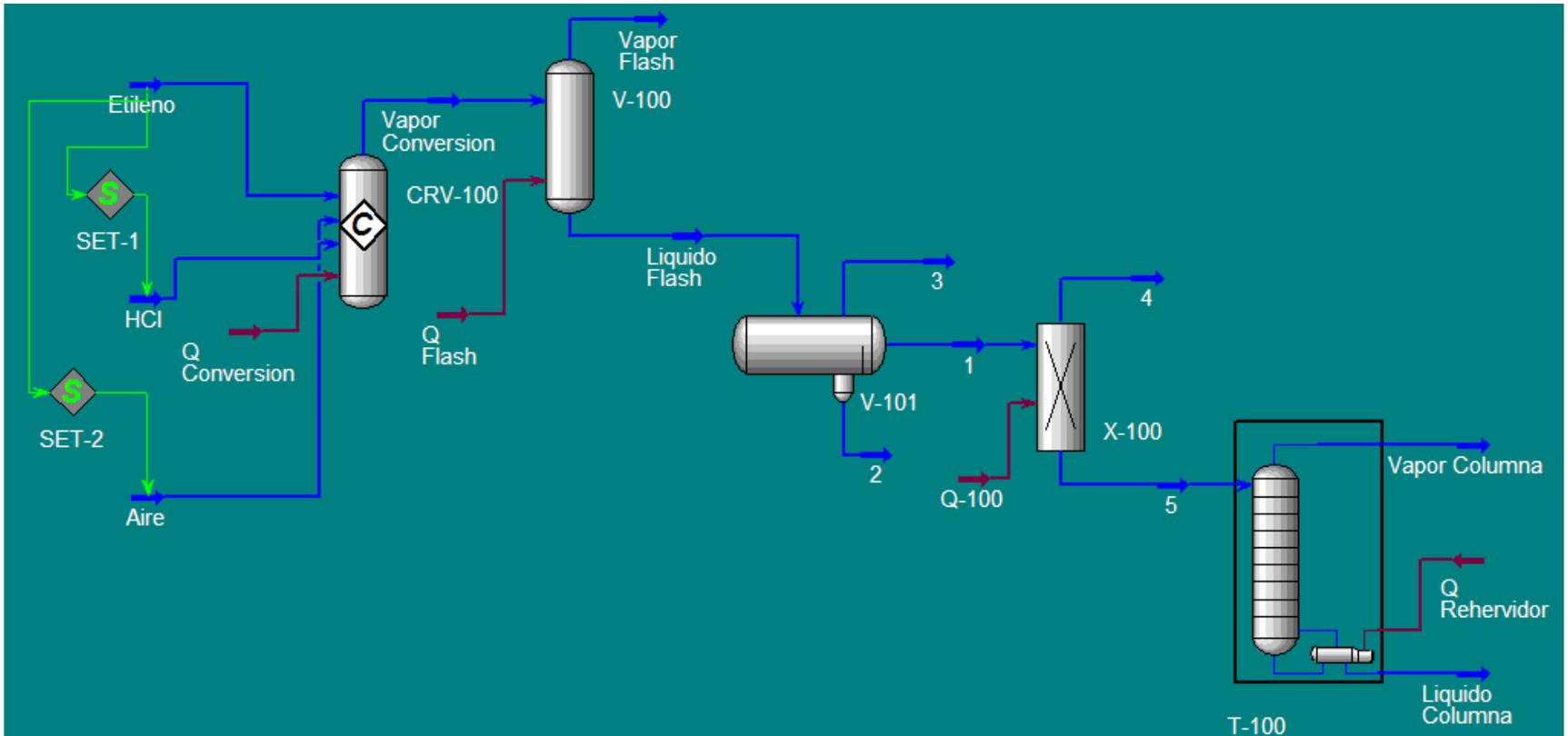
PLANTA DE DICLOROETANO

Columna absorbidora con rehervidor:

Esta columna es alimentada con la corriente de masa que sale del splitter que no contiene agua ni cloral, trabaja con 10 platos, una especificación de recobro de dicloroetano del 0.999 por la corriente de fondo, una presión en el fondo de 5.2 bar y una presión en el tope de 5 bar.

➤ El líquido que sale de la columna absorbidora es en su mayoría dicloroetano, que es el producto principal de esta planta y será la corriente alimentada a la planta de producción de cloruro de vinilo.

PLANTA DE DICLOROETANO



Condiciones de operación, ver archivo: Dicloroetano.hsc

Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



PLANTA DE CLORURO DE VINILO



PLANTA DE CLORURO DE VINILO

En la planta de producción de cloruro de vinilo a partir de dicloroetano, este último es craqueado en un reactor a alta temperatura y presión media. Los productos de este reactor son llevados y separados a través de un sistema de destilación compuesto por dos columnas, donde en la primera de ellas se recupera el HCl formado en el reactor y que puede ser reciclado a plantas anteriores, y en la segunda columna se obtiene el cloruro de vinilo en estado casi puro.

La reacción de craqueo de dicloroetano es la siguiente:



$$\textit{Conversión(Dicloro)} = 60\%$$



PLANTA DE CLORURO DE VINILO

Corriente principal de alimento de dicloroetano a la planta:

La corriente de alimento llega con las siguientes condiciones

- ✓ 5 bar.
- ✓ 145.17°C
- ✓ 10 lbmol/h
- ✓ Dicloroetano puro

Bomba de la corriente principal:

Esta bomba es la encargada de subir la presión de la corriente principal (5 bar) de alimento hasta la presión de 26.47 bar, antes de ingresar al mezclador, al cual llega el reciclo de dicloroetano de la segunda torre destiladora.

Mezclador:

En este equipo se mezcla el alimento fresco de dicloroetano y el reciclo de este mismo compuesto que se separa en la segunda columna de destilación. Las dos corrientes se mezclan a la misma presión (26.47 bar).



PLANTA DE CLORURO DE VINILO

Calentador de la corriente de alimento al reactor (Heater):

Este equipo trabaja con una caída de presión de 2 psi, y es el encargado de llevar la temperatura de la corriente de salida del mezclador hasta la temperatura de alimento del reactor de craqueo (242°C).

Reactor de craqueo (reactor de conversión):

En este equipo se lleva a cabo la reacción química de craqueo de dicloroetano, este reactor trabaja de manera no adiabática, y la temperatura de salida de productos es de 500°C.

Enfriador de la corriente de productos del reactor (Cooler):

Este equipo trabaja de manera ideal con una caída de presión igual a cero, en él, la corriente gaseosa del reactor de craqueo disminuye su temperatura hasta 6°C antes de ingresar a una válvula para disminuir su presión y entrar al sistema de columnas.



PLANTA DE CLORURO DE VINILO

Válvula de alimento a la primera columna de destilación:

Esta válvula es la encargada de disminuir la presión de la corriente que viene del enfriador de 26.34 bar hasta 12.16 bar, la cual es la presión que necesita para entrar a la primera columna de destilación.

Primera columna de destilación (recuperación de HCL):

La columna de HCL cuenta con 12 platos, trabaja con una presión de fondo de 12.16 bar y una presión de tope de 11.15 bar, el alimento entra al plato 2, tiene una razón de reflujo de 1 y un porcentaje de recobro de HCL por la corriente de tope de 0.999.

Válvula de alimento a la Segunda columna de destilación:

Esta válvula es la encargada de disminuir la presión de la corriente de fondo de la primera columna de destilación de 12.16 bar hasta 4.86 bar, la cual es la presión que necesita para entrar a la segunda columna de destilación.



PLANTA DE CLORURO DE VINILO

Segunda columna de destilación (recuperación de Cloruro de vinilo):

La columna de recuperación de cloruro de vinilo tiene 12 platos y es alimentada por el plato 3, trabaja con una presión en el fondo de 4.9 bar y una presión en el tope de 4.8 bar. Además maneja una relación de reflujo de 1 y un porcentaje de recobro de cloruro de vinilo por el tope de 0.999.

Enfriador de la corriente de fondo de la segunda columna de destilación (Cooler):

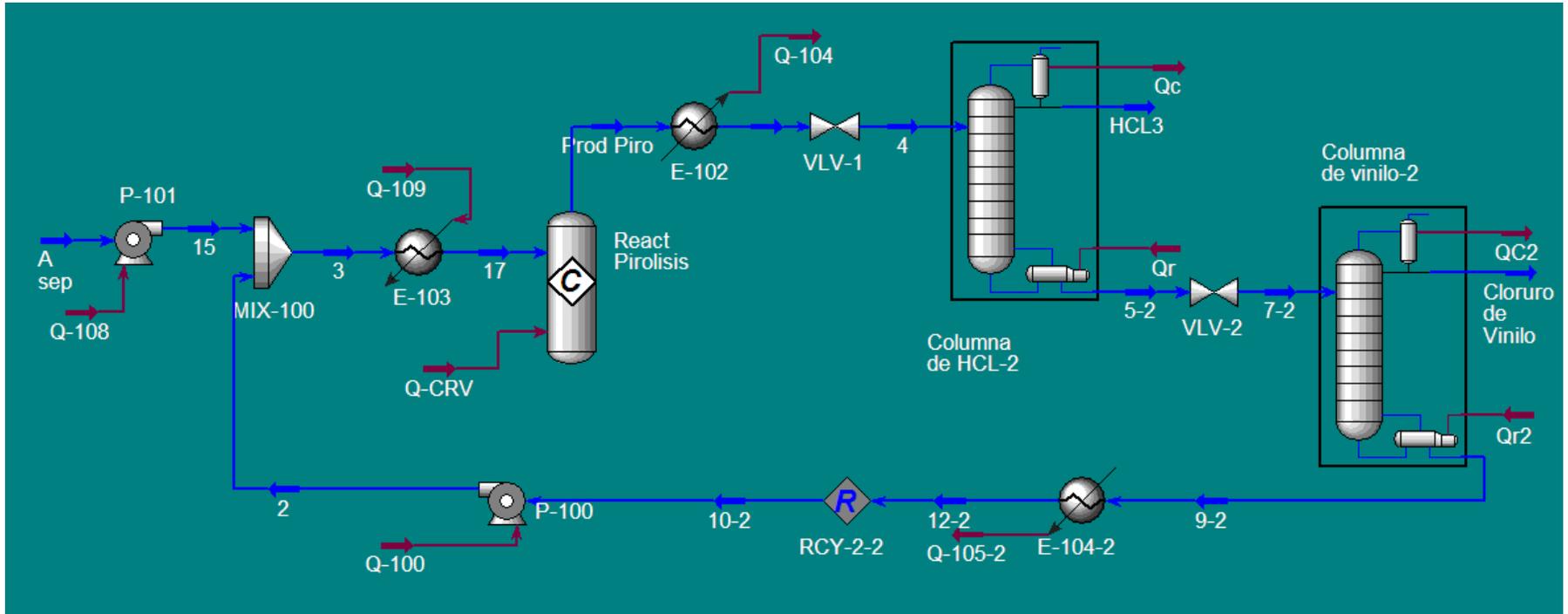
En este equipo la corriente de fondo de la segunda torre de destilación es enfriada hasta 90°C. La caída de presión de este equipo se puede considerar despreciable.

Bomba de reciclo de dicloroetano:

La corriente de salida del enfriador de la torre de destilación 2 es ingresada a una bomba que la recicla al reactor de craqueo, para ello aumenta la presión de la corriente de 4.9 bar hasta la presión a la que se debe mezclar con la corriente de dicloroetano fresco en el mezclador (26.47 bar).

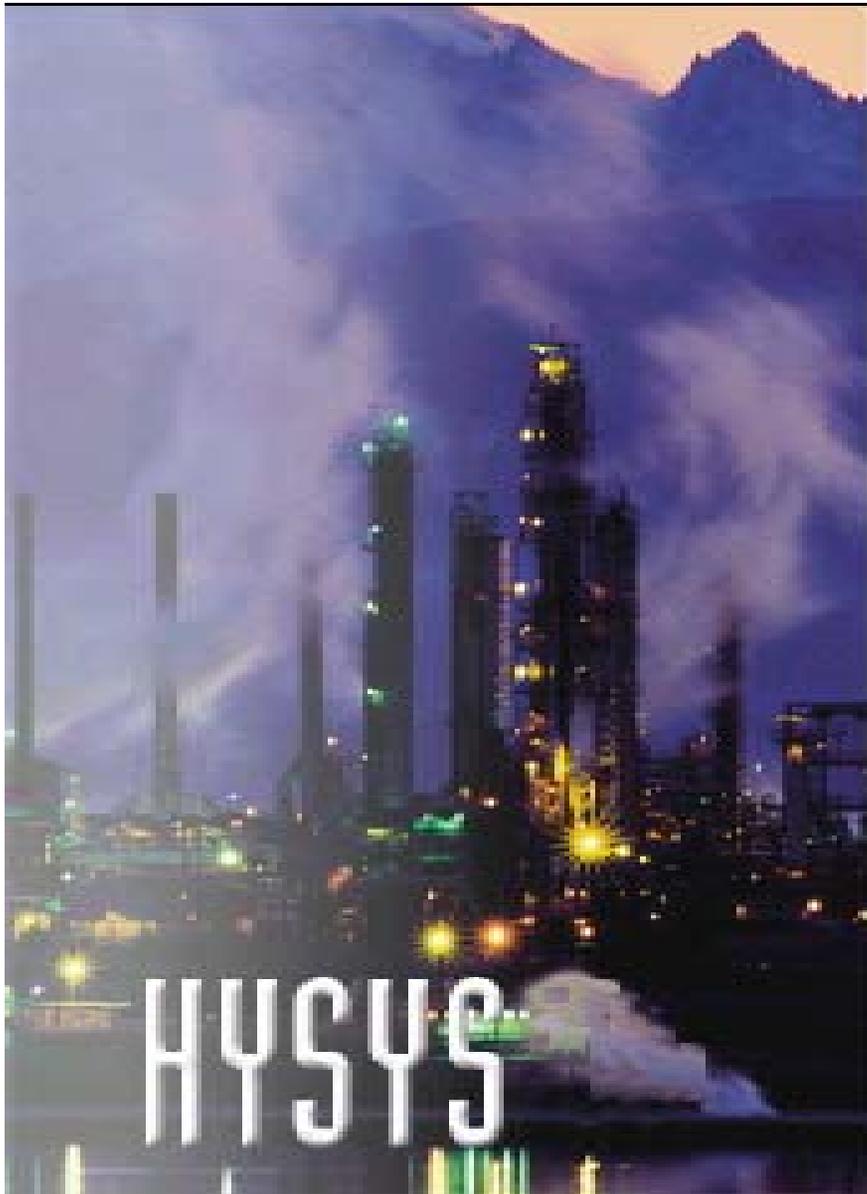
Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS

PLANTA DE CLORURO DE VINILO



Condiciones de operación, ver archivo: Cloruro de vinilo.hsc

Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



EQUIPOS Y OBJETOS VARIOS

**SET
RECYCLE
ADJUST
SPREADHSHEET
CUTTER
UTILITIES
EXTENSIONS**

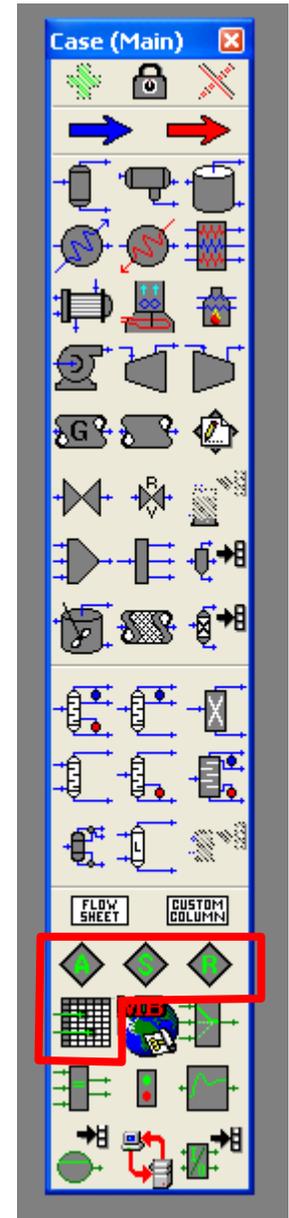
SOFTWARE PARA INGENIEROS DE PROCESOS

Ing. LILIANA HERNÁNDEZ y ARIEL FLOREZ - UIS



OPERADORES LOGICOS

Icono	Operación lógica	Descripción
	Set	Se usa para imponer el valor de una variable de proceso en relación lineal respecto de otra.
	Recycle	Operación que permite la iteración de reciclo en puntos específicos de la simulación.
	Adjust	Resolver problemas de prueba y error. Varía el valor de una variable hasta ajustar un valor deseado de otra.
	Spreadsheet	La misma funcionalidad de una hoja de calculo de excel. Se pueden incluir relaciones no lineales entre diversas variables de la simulación.
	Control Ops	Simula la operación de equipos de control en la planta.



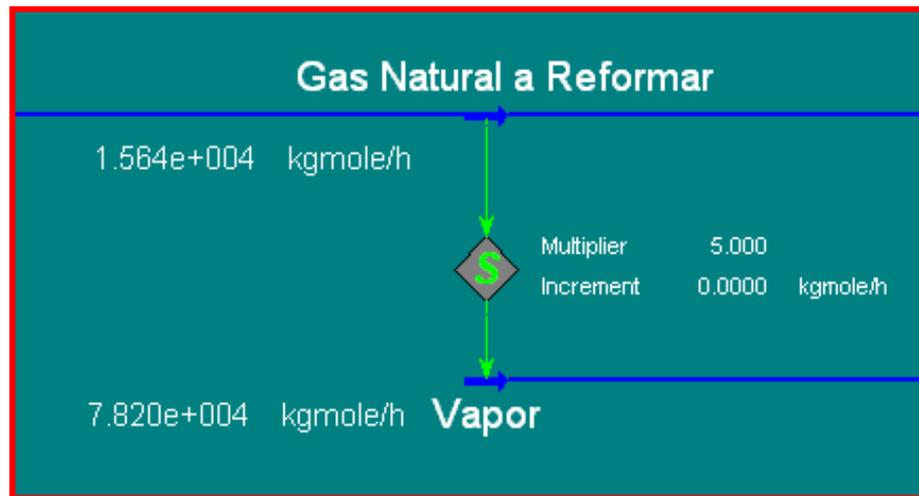


SET

El **SET** permite imponer el valor de una variable de proceso en relación lineal respecto de otra.

EJEMPLO

Se desea definir que el flujo molar de la corriente **Vapor** sea 5 veces la de la corriente **Gas Natural a Reformar** sea



Entonces la relación lineal entre estos flujos sería:

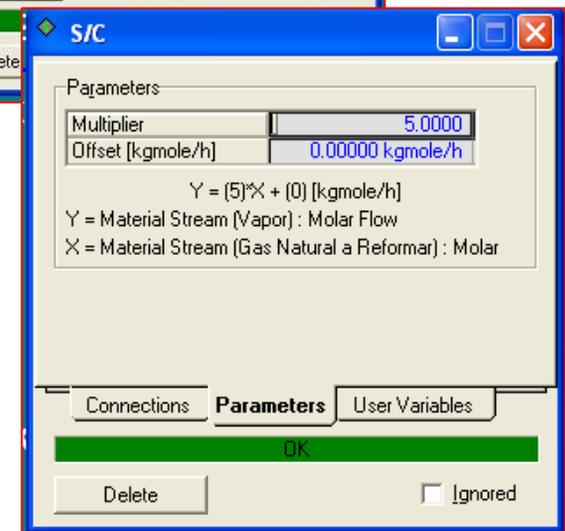
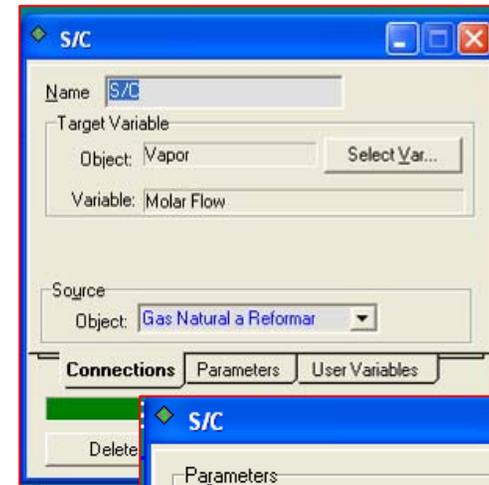
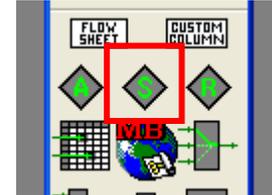
$$\text{FlujoMol Vapor} = \text{FlujoMol Gas} \times \text{Multiplicador} + \text{Incremento}$$

$$\text{FlujoMol Vapor} = \text{FlujoMol Gas} \times 5 + 0$$



SET

1. De la paleta de objetos se adiciona el SET
2. En la pestaña Connections se define el flujo molar de la corriente Vapor como la variable objetivo (**Target Variable**)
3. En la pestaña Connections se define la corriente Gas a Reformar como la variable de origen (**Source**)
4. En la pestaña Parameters se define el multiplicador en 5 y el incremento en 0

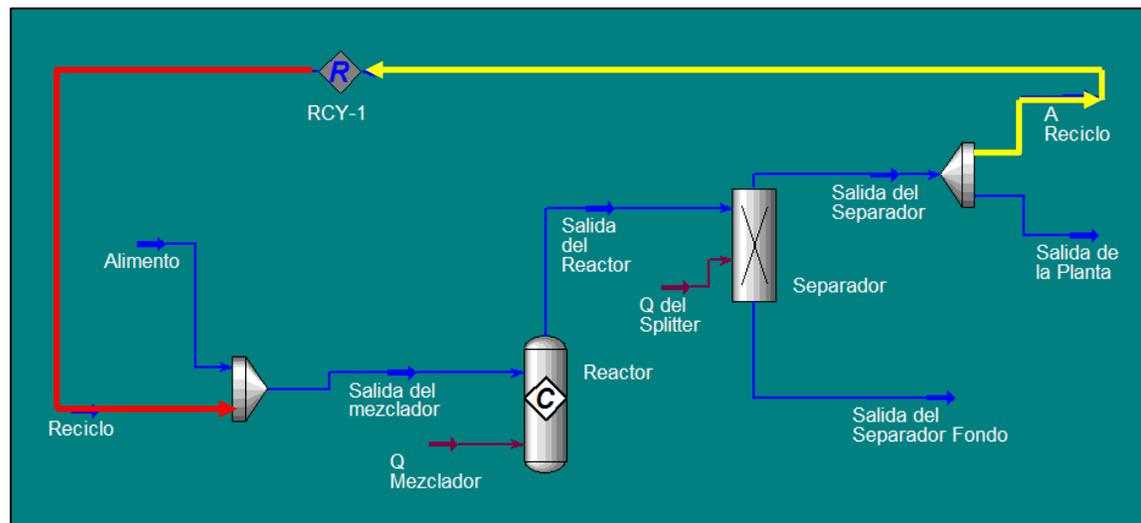




RECYCLE

El **RECYCLE** permite construir simulaciones con la presencia de reciclos.

EJEMPLO



Alrededor de un reciclo se debe cumplir:

$$\begin{aligned} \text{Masa} &= \text{Masa} \\ \text{Energía} &= \text{Energía} \end{aligned}$$



RECYCLE

Los reciclos de sistemas multicomponentes matemáticamente requieren para su convergencia de una solución por prueba y error. HYSYS dispone de varios algoritmos (Wegstein, Eigenvalores) y parámetros de sensibilidad para manipular la convergencia.

RCY-1

Parameters

Variables

Numerical

Calculation Mode

Mode: Nested Simultaneous

Acceleration: Wegstein Dominant Eigenvalue

Maximum Iterations	10
Iteration Count	0
Flash Type	PT Flash

Wegstein Parameters

Acceleration Frequency	3
Q Maximum	0.00
Q Minimum	-20.00
Acceleration Delay	2

Connections Parameters Worksheet Monitor User Variables

Reciclo 1

Parameters

Variables

Numerical

	Sensitivities	Transfer Direction	<input type="checkbox"/> Take
Vapour Fraction	10.00	Forwards	
Temperature	10.00	Forwards	
Pressure	10.00	Forwards	
Flow	1.000	Forwards	
Enthalpy	10.00	Forwards	
Composition	1.000	Forwards	
Entropy	10.00	Forwards	

Connections Parameters

HYSYS Internal Tolerances	
Variable	Internal Tolerance
Vapour Fraction	0.01
Temperature	0.01
Pressure	0.01
Flow	0.001**
Enthalpy	1.00
Composition	0.0001

$$\text{Tolerancia} = \text{Internal Tolerance} * \text{Sensitivities}$$



RECYCLE

Recomendaciones para el uso de RECYCLE :

- Crear un backup (copia de seguridad) antes de conectar las corrientes.
- Si el Recycle no converge entonces abra el archivo de backup y manipule el método numérico:
 - Aumente el número de iteraciones
 - Modifique el tipo de Flash
 - Modifique la sensibilidad de las variables (T,P, X...) que usted note que son problemáticas
- Solo grabe el archivo de la simulación hasta que el Recycle haya convergido correctamente.

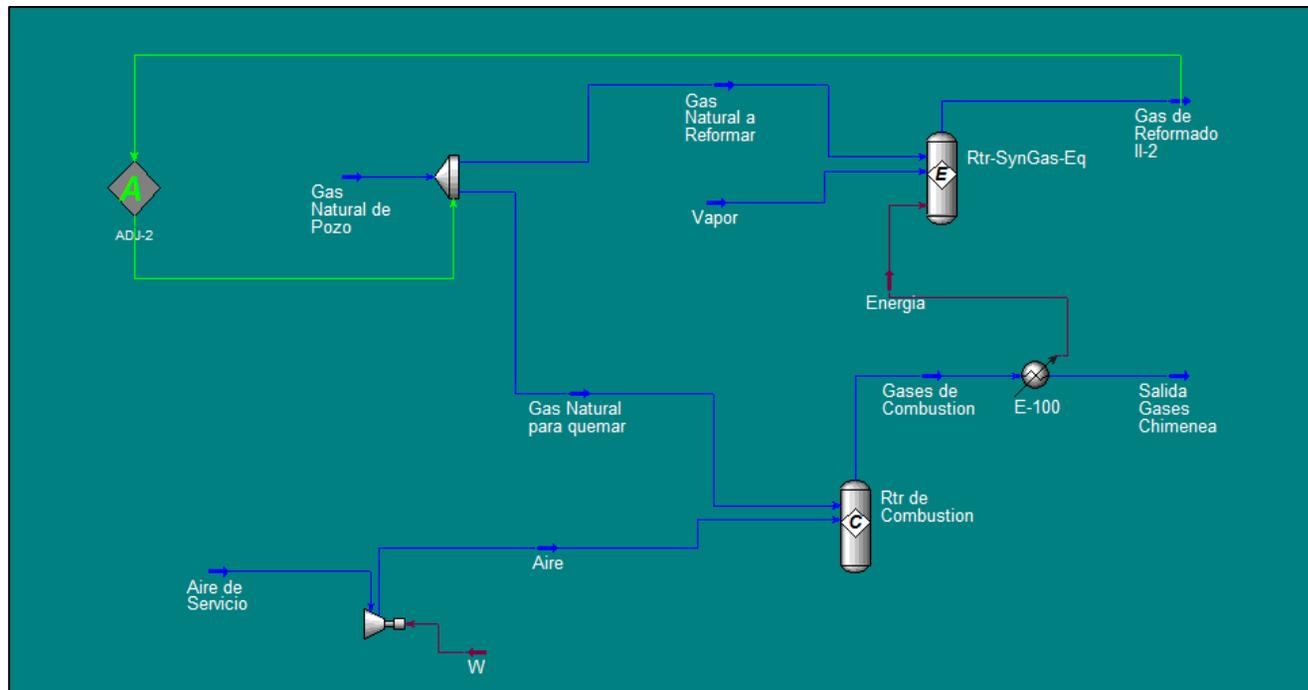


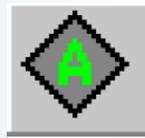
ADJUST

El **ADJUST** permite ajustar una variable de la simulación en función de otra utilizando una estrategia de prueba y error.

EJEMPLO

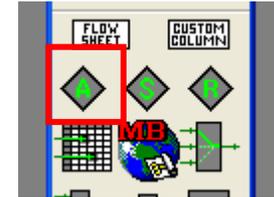
Se desea conocer cual debe ser la proporción entre **Gas Natural de Pozo a Reformar** y **Gas Natural para quemar** que debe existir para que la temperatura en **Gas de Reformado** sea 650°C .





ADJUST

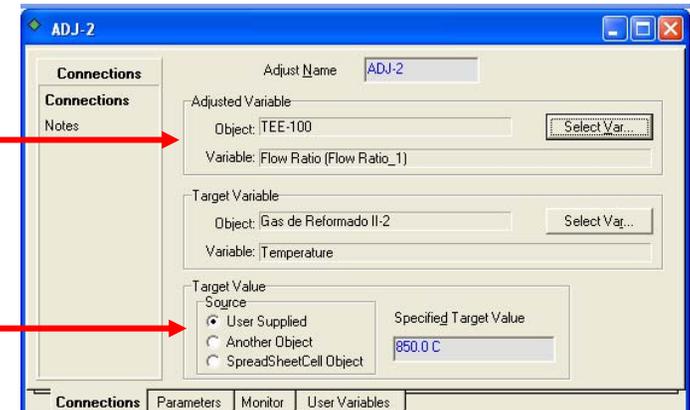
1. De la paleta de objetos se adiciona el ADJUST



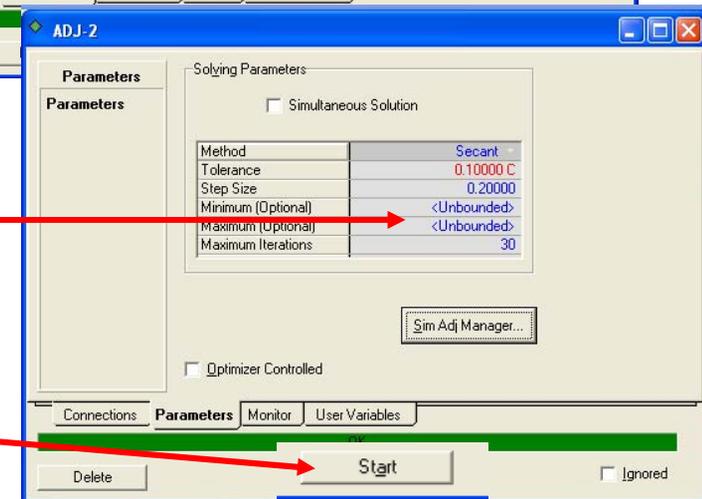
2. En la pestaña Connections se define la relación de flujo de la TEE como la variable ajustable (**Adjusted Variable**).

NOTA: La variable ajustable debe tener un valor inicial antes de iniciar la prueba y error.

3. En la pestaña Connections se define la corriente Gas a Reformado como la variable de objetivo (**Target Variable**)



4. En la pestaña Parameters se define los parámetros del solver de la prueba y error: Tipo, tolerancia, paso, limites mínimo y máximo (opcional), etc.



5. Clic en **start** para iniciar la prueba y error



ADJUST

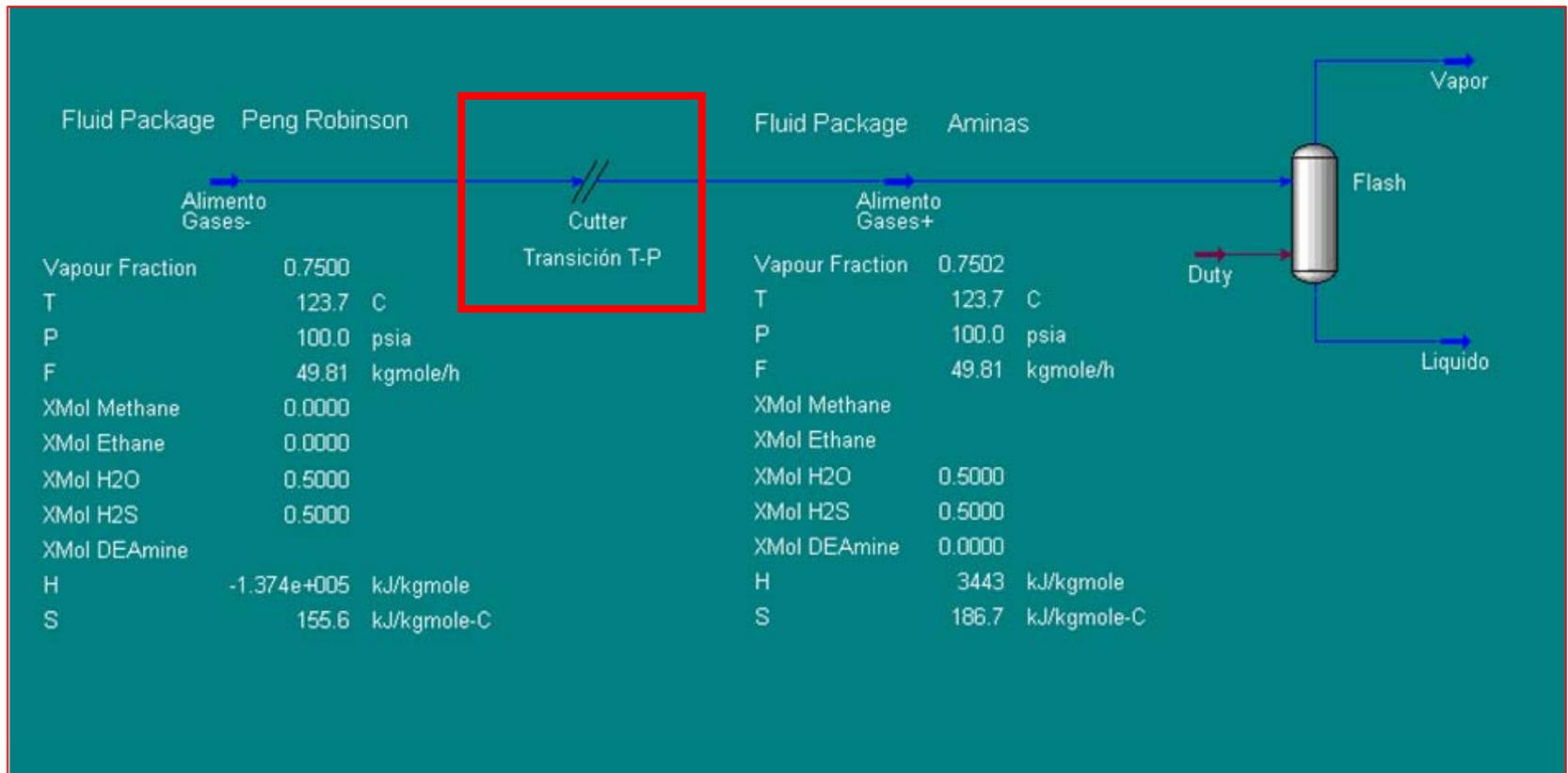
Recomendaciones para el uso de **ADJUST** :

- Verificar que antes de crear un **Adjust** la simulación debe converger perfectamente.
- Crear un backup (copia de seguridad) antes de iniciar la prueba y error por primera vez.
- Si el **Adjust** no converge entonces abra el archivo de backup y manipule el método numérico:
 - Monitoree la convergencia de la prueba y error en la pestaña **Monitor**, páginas **Tables** y/o **Plots** para detectar puntos problemáticos.
 - Modifique en su orden: aumente el número de iteraciones, el paso y/o el valor inicial con que arranca la variable ajustable.
 - Si persisten los problemas entonces observe si el rango de búsqueda es pequeño. Si lo es entonces modifique el valor mínimo o máximo de la variable ajustable.
- Solo grabe el archivo de la simulación hasta que el **Adjust** haya convergido correctamente.



CUTTER

El **cutter** Es una herramienta de empalme ó transición entre diferentes paquetes de fluidos

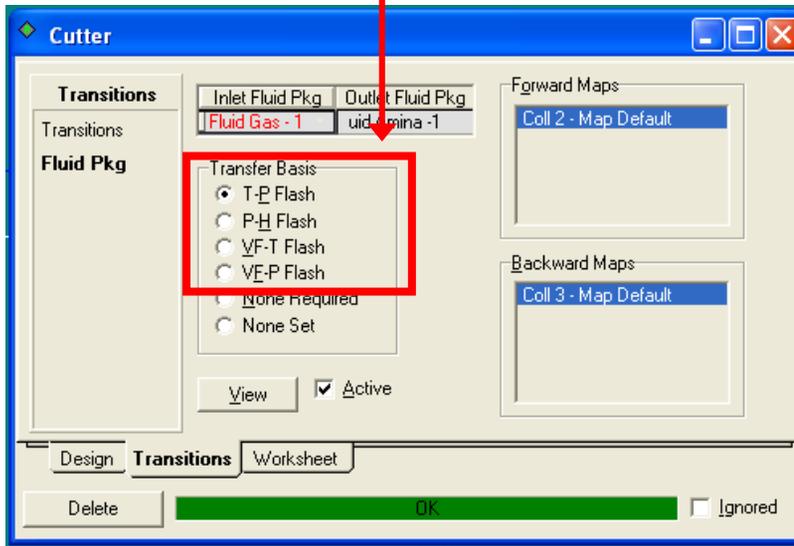


El cutter no es un equipo disponible en la paleta de objetos sino que éste aparece de forma automática cada vez que el usuario intente empalmar corrientes con equipos que estén definidos con paquetes de fluidos diferentes.



CUTTER

En la pestaña **Transitions**, página **FluidPackage**, el usuario debe definir cual tipo de transición desea. Existen cuatro posibilidades:

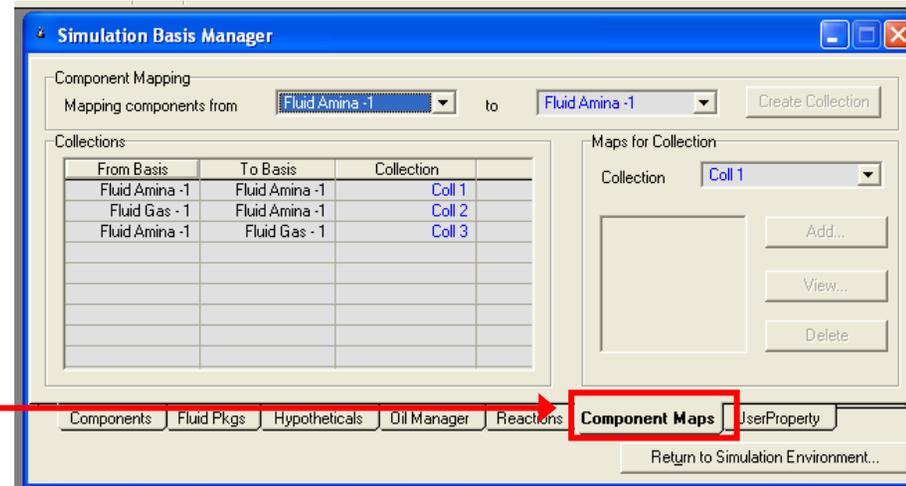


La opción **Flash T-P**, por ejemplo, hace una copia exacta de la Temperatura y la Presión de la corriente de entrada en la corriente de salida.

En la corriente de salida las demás variables termodinámicas (Fracción Vapor, Entalpía y Entropía) son calculadas en función de la T y P copiadas. Por defecto las composiciones que se copian son solo las de aquellos compuestos en común.

PRECAUCION

Varias propiedades de las corrientes pueden ser afectadas por el uso del cutter. En lo posible el uso de cutters debe ser evitado, de lo contrario verifique cual transición genera las diferencias mas bajas ó modifique el mapa de transición entre paquetes de fluidos (**Basis Environment**, Pestaña **Component Maps**).





UTILITIES

Los **Utilities** son herramientas adicionales que cumplen tareas específicas de cálculo sobre corrientes y/o equipos diferentes a los balances de masa y energía requeridos en el flowsheet.

UTILITY	DESCRIPCION
Boiling Point Curves	Simular curvas de destilación para crudos según Normas ASTM
CO2 Freeze Out	Calcular la formación de sólidos en corrientes con CO2
Cold Properties	Calcular propiedades como Flash point, Índice de refracción, Presión de vapor Reid, etc.
Composition Curves Utility	Optimizar las corrientes pertenecientes una red de intercambio de energía
Critical Property	Calcular las propiedades críticas de las corrientes
Data Recon Utility	Reconciliar datos de corrientes (requiere licencia de HYSYS.RTO)
Depressuring	Simular en estado transitorio descensos fuertes de presión en situaciones de emergencia
Derivative Utility	Herramienta auxiliar del Data Recon Utility



UTILITIES

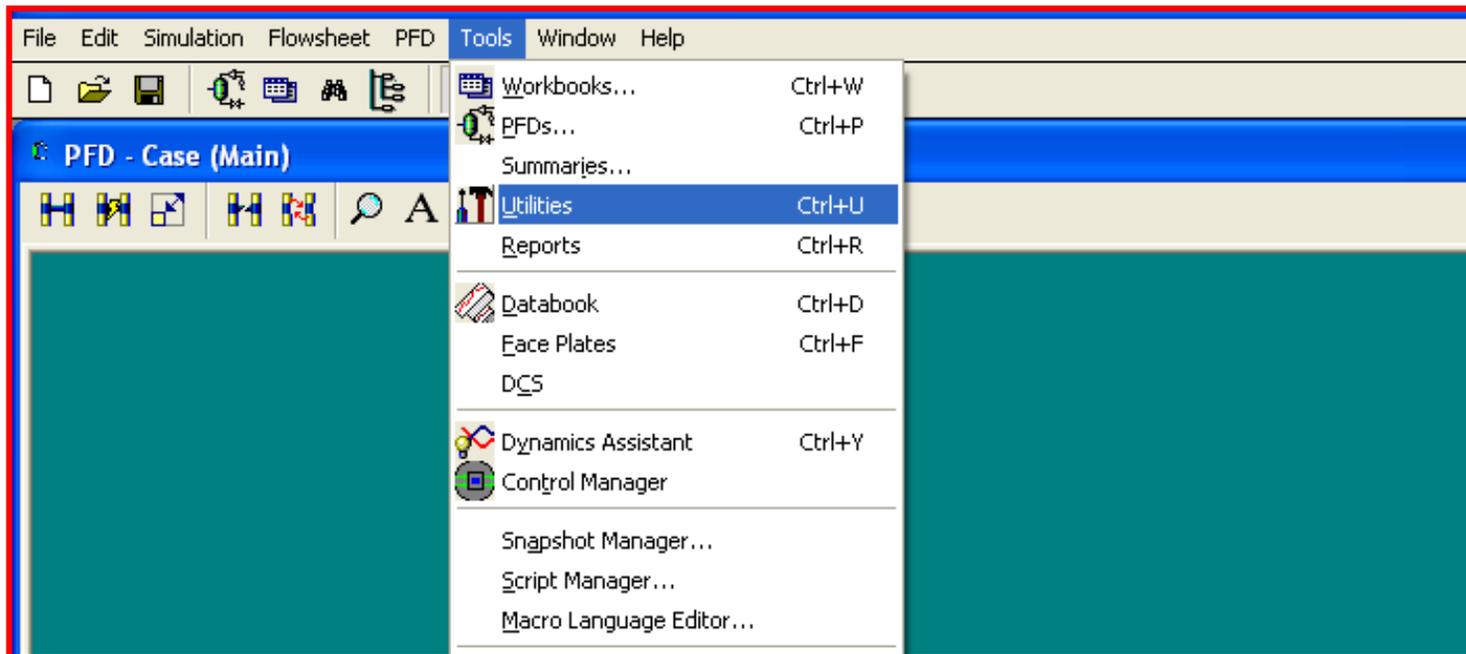
UTILITY	DESCRIPCION
Envelope Utility	Construir diagramas de fases de corrientes y sus valores críticos
Hydrate Formation Utility	Determinar las condiciones de formación de hidratos
Parametric/LP Utility	Aproximar modelos de HYSYS a un modelo paramétrico mediante Redes Neuronales
Pipe Sizing	Calcular Caída de presión ó diámetro de tuberías con presencia de dos fases
Property Balance Utility	Realizar balances globales de diferentes equipos
Property Table	Realizar análisis de sensibilidad de las propiedades termodinámicas de una corriente
Tray Sizing	Dimensionar torres de separación (platos y empacadas)
User Property	Definir nuevas propiedades del usuario según la composición de la corriente (Reglas de mezcla)
Vessel Sizing	Dimensionar tanques y/o separadores simples



UTILITIES

EJEMPLO

1) Clic en el menú **Tools**, opción **Utilities** (Ctrl U)





UTILITIES

- 2) Seleccione el utility deseado y haga clic en **Add Utility** y luego clic en **View Utility**
- 3) Ingrese la información que cada Utility exija (Consulte los manuales de Hysys)

Lista de **Utilities** disponibles

Lista de **Utilities** creados

Botones para crear, modificar y eliminar Utilities

Pipe Sizing: Pipe Sizing-1

Design Name: Pipe Sizing-1

Connections Stream: Liquido Gas Natural

Notes

Sizing Input

Calculation Type	Pressure Drop
Schedule	None
Pipe Inside Diameter [mm]	26.64
Pressure Drop [kPa/m]	4.686e-004

Design Performance

Ignored



EXTENSIONES

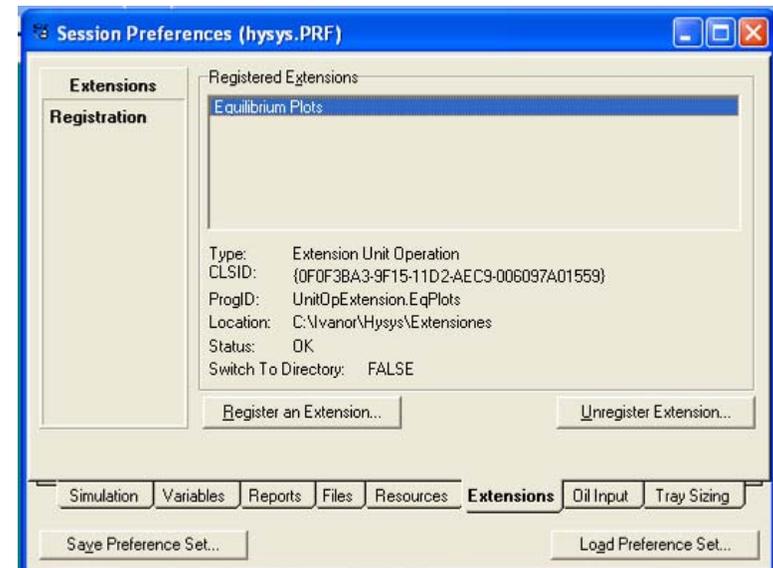
Las **Extensiones** son básicamente **Utilities** que no vienen con el software original sino que son construidos por el usuario o que pueden ser descargados gratuitamente por internet.

EJEMPLO

Existe una extensión en HYSYS llamada Equilibrium Plots que permite la construcción de curvas de equilibrio Líquido-Vapor de mezclas binarias, por ejemplo, etanol-agua.

1) Registrar la extensión

- Menú **Tools**, opción **Preferences**, pestaña **Extensions**
- Clic en el botón **Register an Extension**
- Localice el archivo **.dll** que ejecuta la extensión (**57_Equilibrium.dll**) y haga clic en Aceptar
- Si el status está **OK** la extensión está disponible para su uso





EXTENSIONS

2) Ejecutar la extensión

- Menú **Flowsheet**, opción **Add operation** (F12), opción **Extensions**
- Seleccionar de la lista la extensión **Equilibrium Plots**. Clic en el botón **Add**

The screenshot displays the software interface with the **Flowsheet** menu open. The menu items are:

- Add Stream (F11)
- Add Operation... (F12)
- Find Object... (F3)
- Simulation Navigator
- Notes Manager (Ctrl+G)
- Palette (F4)
- Optimization Objects...
- Reaction Package...
- Fluid Package/Dynamics Model...
- Dynamic Initialization...
- Flowsheet User Variables...

The **UnitOps - Case (Main)** dialog box is also visible, showing the following categories:

- All Unit Ops
- Vessels
- Heat Transfer Equipment
- Rotating Equipment
- Piping Equipment
- Solids Handling
- Reactors
- Prebuilt Columns
- Short Cut Columns
- Sub-Flowsheets
- Logicals
- Extensions
- User Ops
- Electrolyte Equipment
- Refinery Ops

The **Available Unit Operations** list contains:

- Equilibrium Plots

The **Add** button is highlighted, indicating the next step in the process.



EXTENSIONES

- Seleccione el **agua** de la lista de compuestos disponibles. Haga clic en el botón **Add Comp** para que el **agua** pasa a la lista de compuestos seleccionados. Haga el mismo procedimiento con el alcohol.
- Defina una presión ó temperatura de equilibrio y haga clic en el botón **Plot**

Lista de compuestos seleccionados

Curva de equilibrio XY a 15 psi

Tipo de gráfico de equilibrio

Lista de compuestos disponible en el paquete de fluidos

Ingresa la Presión ó la Temperatura

Opción de ver los resultados en forma tabulada

op-100

Plot Data

XY Plot

Available Selected

H2O Ethanol

<- Del Comp.

-> Add Comp.

Plot Settings

Plot

Pressure [psia] Temp. [C]

15.00 <empty>

Binary Ternary About

OK

View Table

Close

Binary Plot

XY Comp. Raoult's Law, (ideal)

y H2O

x H2O