

6. ANEXOS

Anexo I

En este capítulo se recogen los códigos, del software EES, empleados para el dimensionado de equipos y tuberías.

1. Sedimentador centrífugo

"DATOS"

{LAS UNIDADES UTILIZADAS HAN SIDO LAS DEL SISTEMA INTERNACIONAL}

$q_c=0,03412$ { m^3/s DE CAUDAL DE ENTRADA, SACADO DEL BALANCE DE MATERIA}

$b=3*D$ {b ES LA LONGITUD DE LA CENTRÍFUGA, QUE LA HE SUPUESTO DE 3 VECES EL DIÁMETRO}

$\omega=rev*\pi/30$

$\rho_p=1350$

$\rho_{oil}=890$

$\mu=0,025$

$r_2=0,5*D$

"SUPONER"

$D_{pc}=1*10^{(-5)}$ {ES ESTIMADO UN DIAMETRO DE CORTE DE 10 MICRAS}

"TABLAS" {DATOS SACADOS DEL PERRY}

$rev=2250$

$D=0,0254*36$

"ECUACION"

$q_c=\pi*b*\omega^2*(\rho_p-\rho_{oil})*D_{pc}^2/(18*\mu)*(r_2^2-r_1^2)/(\ln(2*r_2/(r_1+r_2)))$

"VALOR DE SIGMA"

$V=\pi/4*D^2*b$

$r_e=r_2$

$s=r_2-r_1$

$g=9,81$

Solución

$b=2,743$

$D=0,9144$

$D_{pc}=0,00001$

$g=9,81$

$\mu=0,025$

$\omega=235,6$

$q_c=0,03412$

$rev=2250$

$\rho_{oil}=890$

$\rho_p=1350$

r_1=0,3529
r_2=0,4572
r_e=0,4572
s=0,1043
SIGMA=44684
V=1,801

2. Evaporadores

“EVAPORADOR ACEITE-AGUA”

"LO PRIMERO ES CALCULAR LA CANTIDAD DE CALOR QUE VA A SER NECESARIO APORTAR, QUE ES ENTALPÍA DE SALIDA MENOS LA DE ENTRADA"

0,0315=water {EN kg/s, OBTENIDO DEL BALANCE DE MATERIA}

31,55=oil

q_water=water*(Enthalpy(Water;T=95;P=40)-Enthalpy(Water;T=50;P=150))

q_oil=oil*2,5*(100-50)

Q=q_oil+q_water

"CÁLCULO CÁLCULO VAPOR NECESARIO en kg/s"

Q=steam*Enthalpy_vaporization(Steam;P=303)

"CÁLCULO DEL ÁREA"

U=1 {SELECCIONADA POR TABLAS, ESTA EN KW/M²*K}

DELTA_T=T-95 {95 ES LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN DEL EVAPORADOR}

T=Temperature(Water;P=303;x=0,5)

Q=U*A*DELTA_T

"CÁLCULO DEL NUMERO DE TUBOS DE 2 PULGADAS"

A=pi*D*L*n_tubos

D=2*0,0254

L=7

Solución

A=103,4

D=0,0508

DELTA_T=38,89

L=7

n_tubos=92,55

oil=31,55

Q=4021

q_oil=3944

q_water=77,62

steam=1,859
T=133,9
U=1
water=0,0315

"EVAPORADOR METANOL-GLICEROL"

"LO PRIMERO ES CALCULAR LA CANTIDAD DE CALOR QUE VA A SER NECESARIO APORTAR, QUE ES ENTALPÍA DE SALIDA MENOS LA DE ENTRADA"

0,166=methanol {en kmoles/s}
0,03028=glycerol

$q_{\text{methanol}} = \text{methanol} * (\text{Enthalpy}(\text{Methanol}; T=75; P=40) - \text{Enthalpy}(\text{Methanol}; T=50; P=150))$

$q_{\text{glycerol}} = \text{glycerol} * (\text{Enthalpy}(\text{Glycerin}; T=80; P=60) - \text{Enthalpy}(\text{Glycerin}; T=50; P=150))$

$Q = q_{\text{methanol}} + q_{\text{glycerol}}$

"CÁLCULO DEL ÁREA"

$U=1$ {SELECCIONADA POR TABLAS, ESTA EN KW/M²*K}

$\Delta T = T - 80$ {80 ES LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN DEL EVAPORADOR}

$T = \text{Temperature}(\text{Water}; P=303; x=0,5)$

$Q = U * A * \Delta T$

"CALCULO DEL NUMERO DE TUBOS DE 2 PULGADAS"

$A = \pi * D * L * n_{\text{tubos}}$

$D = 2 * 0,0254$

$L = 7$

Solución

$A = 121,4$

$D = 0,0508$

$\Delta T = 53,89$

$\text{glycerol} = 0,03028$

$L = 7$

$\text{methanol} = 0,166$

$\mu_{\text{gly}} = 0,06796$

$\mu_{\text{met}} = 0,0003147$

$\mu_{mez}=0,0007208$

$n_{tubos}=108,7$

$Q=6543$

$q_{glycerol}=217,5$

$q_{methanol}=6326$

$T=133,9$

$U=1$

3. Reactor

"DATOS"

{ $T=510$ }

{ $W_{cat}=11,66$ kg cat, siendo la media calculada entre 509 y 510 K, con 30 pasos intermedios }

{Densidad molar [kmol/m³]}

$\rho_{oil}=890/830$

$\rho_{met}=791,80/32,04$

$\rho_{gly}=1260/92,0938$

$\rho_{fame}=880/278$

$\rho_{wat}=1000/18$

"CAUDALES MOLARES en kmol/s, sacados del balance de materia"

$F_{oil_0}=39,03/1000$

$F_{met_0}=10 \cdot F_{oil_0}$

$F_{wat_0}=0,014/1000$

$F_{fame_0}=1,183/1000$

$F_{gly_0}=0,058/1000$

{Caudales de salida del reactor, suponiendo que solo reaccionan los triglicéridos, como se explica en el archivo word del reactor}

$F_{oil}=F_{oil_0} \cdot (1-x)$

$F_{met}=F_{met_0}-F_{oil_0} \cdot 3 \cdot x$

$F_{gly}=F_{gly_0}+F_{oil_0} \cdot x$

$F_{fame}=F_{fame_0}+F_{oil_0} \cdot 3 \cdot x$

$F_{wat}=F_{wat_0}$

"CONCENTRACIONES"

$Q_T=F_{oil}/\rho_{oil}+F_{met}/\rho_{met}+F_{gly}/\rho_{gly}+F_{fame}/\rho_{fame}+F_{wat}/\rho_{wat}$ {estando rho en kmol/m³}

$$\text{Coil} = \text{Foil} / Q_T$$

$$\text{Cmet} = \text{Fmet} / Q_T$$

$$\text{Cgly} = \text{Fgly} / Q_T$$

$$\text{Cfame} = \text{Ffame} / Q_T$$

"CINETICA"

$$r = k_F * (\text{Coil} * \text{Cmet}^3 - 1 / K_eq * \text{Cgly} * \text{Cfame}^3)$$

$$k_F = 3,58 * 10^6 * \exp(-13041/T)$$

$$k_eq = 59 * \exp(-2606/T)$$

"CATALIZADOR"

$$F_T = \text{Foil} + \text{Fmet} + \text{Fgly} + \text{Ffame} + \text{Fwat}$$

$$W_cat = \text{Foil}_0 * \int (r^{(-1)}; x; 0; 0,97; 0,0001)$$

Nota:

Debido a las grandes cifras de las constantes de reacción, unido a la complejidad del cálculo de la integral, dando lugar a resultados en ocasiones incongruentes, por lo que el resultado se ha determinado haciendo una media de los valores en torno al punto de operación de 510 K de temperatura.

4. Decantador

"DATOS"

{TODAS LAS UNIDADES EN ft, s, lb, rad. SISTEMA INGLES PORQUE ESTÁ SACADO DEL LUDWIG}

$$\rho_d = 78,66 \quad \{\text{densidad glicerol}\}$$

$$\rho_c = 54,94 \quad \{\text{densidad FAME}\}$$

$$\mu_c = 0,0044 \quad \{\text{viscosidad dinamica FAME}\}$$

$$L/D = 5 \quad \{\text{SE ASUME QUE L/D ES 5, UNA RELACIÓN TÍPICA DE ESBELTEZ, SEGUN EL LUDWIG}\}$$

$$r = D/2 \quad \{\text{radio decantador}\}$$

$$I = 0,8 * D \quad \{\text{ancho de la interfase}\} \quad \{\text{SE ASUME QUE } I = 0,8 * D, \text{ EL 80\%, RELACIÓN TIPICA}\}$$

$$Q_oil = 1,7363 \quad \{\text{caudal en ft}^3/\text{s a la entrada}\}$$

$$D_d = 0,002 \quad \{\text{diametro gotas de glicerina en FAME, supuesto debido a la ausencia de datos al respecto}\}$$

"ECUACIONES"

$$D = 0,5 * (Q_oil / V_gly)^{0,5}$$

$$V_gly = 32,17 * D_d^2 * (\rho_d - \rho_c) / (18 * \mu_c)$$

$$(I/2)^2 = (r^2 - h^2)$$

$$A_i = I \cdot L$$

$$A_L = 0,5 \cdot \pi \cdot r^2 - h \cdot (r^2 - h^2)^{0,5} - r^2 \cdot \arcsin(h/r)$$

$$A_H = \pi \cdot r^2 - A_L$$

$$D_L = 4 \cdot A_L / (I + P)$$

$$D_H = 4 \cdot A_H / (I + 2 \cdot \pi \cdot r - P)$$

$$P = 2 \cdot r \cdot \arccos(h/r)$$

Solución

$$L_{SI} = L \cdot 0,3048$$

$$D_{SI} = D \cdot 0,3048$$

$$A_H = 7,587$$

$$A_i = 45,05$$

$$A_L = 1,26$$

$$D = 3,356$$

$$D_d = 0,002$$

$$D_H = 3$$

$$D_L = 0,8691$$

$$D_{SI} = 1,023$$

$$h = 1,007$$

$$I = 2,685$$

$$L = 16,78$$

$$L_{SI} = 5,115$$

$$\mu_c = 0,0044$$

$$P = 3,112$$

$$Q_{oil} = 1,736$$

$$r = 1,678$$

$$\rho_c = 54,94$$

$$\rho_d = 78,66$$

$$V_{gly} = 0,03854$$

5. Tuberías

"CALCULO DE DIAMETRO DE TUBERIAS"

"DENSIDADES"

$$\rho_{oil} = 890$$

$$\rho_{fame} = 880$$

rho_gly=1230
rho_water=1000
rho_met=Density(Methanol;P=100;t=50)

"CORRIENTES 101,102,104"

{v_1=1,5}

m_1=31,55114
q_1=m_1/rho_oil
q_1=v_1*pi*D_1^2/4
mu_oil=0,025 { EN kg/(m*s) }

"CORRIENTES 203,204,205"

{v_6=1,5}

m_6water=0,136
m_6oil=0,969
m_6fame=31,62
m_6met=8,836
m_6gly=2,789
q_6=m_6water/rho_water+m_6oil/rho_oil+m_6fame/rho_fame+m_6met/rho_met+m_6gly/rho_gly
q_6=v_6*pi*D_6^2/4
x_6water=0,018
x_6oil=0,003
x_6fame=0,265
x_6met=0,644
x_6gly=0,07
mu_6water=Viscosity(Water;T=60;P=250)
mu_6met=Viscosity(Methanol;T=60;P=250)
mu_6gly=Viscosity(Glycerin; T=60)
mu_6fame=0,027
mu_6oil=0,025

"CORRIENTE 401,402,404"

{v_9=1,5}

m_9water=0,136
m_9oil=0,969
m_9fame=31,62
m_9met=3,534
q_9=m_9water/rho_water+m_9oil/rho_oil+m_9fame/rho_fame+m_9met/rho_met
q_9=v_9*pi*D_9^2/4

```

x_9water=0,032
x_9oil=0,005
x_9fame=0,489
x_9met=0,474
mu_9water=Viscosity(Water;T=60;P=200)
mu_9met=Viscosity(Methanol;T=60;P=200)
mu_9fame=0,03
mu_9oil=0,027

```

"CORRIENTE 407"

```

{v_10=1,5}
m_10water=0,0001
m_10oil=0,268
m_10fame=31,23
m_10met=0,004
q_10=m_10water/rho_water+m_10oil/rho_oil+m_10fame/rho_fame+m_10met/rho_met
q_10=v_10*pi*D_10^2/4
x_10water=0
x_10oil=0,003
x_10fame=0,996
x_10met=0,001
mu_10water=Viscosity(Water;T=60;P=200)
mu_10met=Viscosity(Methanol;T=60;P=200)
mu_10fame=0,035
mu_10oil=0,03

```

"CORRIENTE 408"

```

{v_11=1}
m_11oil=0,841
m_11fame=0,425
q_11=m_11oil/rho_oil+m_11fame/rho_fame
q_11=v_11*pi*D_11^2/4
x_11oil=0,349
x_11fame=0,651
mu_11fame=0,025
mu_11oil=0,022

```

"CORRIENTE 404,405,406"

```

{v_12=1,5}
m_12water=0,131

```

```

m_12fame=0,258
m_12met=3,53
q_12=m_12water/rho_water+m_12fame/rho_fame+m_12met/rho_met
q_12=v_12*pi*D_12^2/4
x_12water=0,062
x_12fame=0,008
x_12met=0,93
mu_12water=Viscosity(Water;T=50;P=200)
mu_12met=Viscosity(Methanol;T=50;P=200)
mu_12fame=0,035

```

"CORRIENTE 301"

```

{v_13=1,5}
m_13met=5,319
m_13gly=2,789
q_13=m_13met/rho_met+m_13gly/rho_gly
q_13=v_13*pi*D_13^2/4
x_13met=0,846
x_13gly=0,154
mu_13gly=Viscosity(Glycerin; T=60)
mu_13met=Viscosity(Methanol;T=60;P=150)
{ln(mu_nm)=0,8458*ln(mu_met)+0,1542*ln(mu_gly)}

```

"CORRIENTE 302"

```

{v_14=1}
m_14met=0,011
m_14gly=2,783
q_14=m_14met/rho_met+m_14gly/rho_gly
q_14=v_14*pi*D_14^2/4
x_14met=0,101
x_14gly=0,989
mu_14gly=Viscosity(Glycerin; T=30)
mu_14met=Viscosity(Methanol;T=30;P=250)

```

"CORRIENTE 303"

```

{v_15=1,5}
m_15met=5,309
m_15gly=0,006
q_15=m_15met/rho_met+m_15gly/rho_gly

```

$q_{15} = v_{15} \cdot \pi \cdot D_{15}^2 / 4$
 $x_{15\text{met}} = 0,9996$
 $x_{15\text{gly}} = 0,0004$
 $\mu_{15\text{gly}} = \text{Viscosity}(\text{Glycerin}; T=30)$
 $\mu_{15\text{met}} = \text{Viscosity}(\text{Methanol}; T=30; P=150)$

"CORRIENTE 409"

$\{v_{17}=1,5\}$
 $m_{17\text{water}} = 0,131$
 $m_{17\text{fame}} = 0,258$
 $m_{17\text{met}} = 8,785$
 $m_{17\text{gly}} = 0,006$
 $q_{17} = m_{17\text{water}}/\rho_{\text{water}} + m_{17\text{fame}}/\rho_{\text{fame}} + m_{17\text{met}}/\rho_{\text{met}} + m_{17\text{gly}}/\rho_{\text{gly}}$
 $q_{17} = v_{17} \cdot \pi \cdot D_{17}^2 / 4$
 $x_{17\text{water}} = 0,026$
 $x_{17\text{fame}} = 0,003$
 $x_{17\text{met}} = 0,9708$
 $x_{17\text{gly}} = 0,0002$
 $\mu_{17\text{water}} = \text{Viscosity}(\text{Water}; T=30; P=150)$
 $\mu_{17\text{met}} = \text{Viscosity}(\text{Methanol}; T=30; P=150)$
 $\mu_{17\text{gly}} = \text{Viscosity}(\text{Glycerin}; T=30)$
 $\mu_{17\text{fame}} = 0,04$

"CORRIENTE 410"

$\{v_{18}=1,5\}$
 $m_{18\text{met}} = 3,719$
 $q_{18} = m_{18\text{met}}/\rho_{\text{met}}$
 $q_{18} = v_{18} \cdot \pi \cdot D_{18}^2 / 4$
 $\mu_{18\text{met}} = \text{Viscosity}(\text{Methanol}; T=30; P=150)$

"CORRIENTE 202"

$\{v_{19}=1,5\}$
 $m_{19\text{water}} = 0,131$
 $m_{19\text{fame}} = 0,258$
 $m_{19\text{met}} = 12,504$
 $m_{19\text{gly}} = 0,006$
 $q_{19} = m_{19\text{water}}/\rho_{\text{water}} + m_{19\text{fame}}/\rho_{\text{fame}} + m_{19\text{met}}/\rho_{\text{met}} + m_{19\text{gly}}/\rho_{\text{gly}}$
 $q_{19} = v_{19} \cdot \pi \cdot D_{19}^2 / 4$
 $x_{19\text{water}} = 0,018$

x_19fame=0,002
x_19met=0,9798
x_19gly=0,0002
mu_19water=Viscosity(Water;T=30;P=150)
mu_19met=Viscosity(Methanol;T=30;P=150)
mu_19gly=Viscosity(Glycerin; T=30)
mu_19fame=0,04

"DIÁMETROS EN PULGADAS"

D_p1=D_1/0,0254
D_p6=D_6/0,0254
D_p9=D_9/0,0254
D_p10=D_10/0,0254
D_p11=D_11/0,0254
D_p12=D_12/0,0254
D_p13=D_13/0,0254
D_p14=D_14/0,0254
D_p15=D_15/0,0254
D_p17=D_17/0,0254
D_p18=D_18/0,0254
D_p19=D_19/0,0254

{ DIAMETROS COMERCIALES }

D_p1=8
D_p6=10
D_p9=8
D_p10=8
D_p11=2
D_p12=3
D_p13=3,5
D_p14=2,5
D_p15=3,5
D_p17=4
D_p18=3
D_p19=5

{ CAUDALES MÁSICOS }

$F_1 = m_1$
 $F_6 = m_{6water} + m_{6oil} + m_{6fame} + m_{6met} + m_{6gly}$
 $F_9 = m_{9water} + m_{9oil} + m_{9fame} + m_{9met}$
 $F_{10} = m_{10water} + m_{10oil} + m_{10fame} + m_{10met}$
 $F_{11} = m_{11oil} + m_{11fame}$
 $F_{12} = m_{12water} + m_{12fame} + m_{12met}$
 $F_{13} = m_{13met} + m_{13gly}$
 $F_{14} = m_{14met} + m_{14gly}$
 $F_{15} = m_{15met} + m_{15gly}$
 $F_{17} = m_{17water} + m_{17fame} + m_{17met} + m_{17gly}$
 $F_{18} = m_{18met}$
 $F_{19} = m_{19water} + m_{19fame} + m_{19met} + m_{19gly}$

{CALCULO DE VISCOSIDADES}

$\mu_1 = \mu_{1oil}$
 $\ln(\mu_6) = x_{6water} \ln(\mu_{6water}) + x_{6oil} \ln(\mu_{6oil}) + x_{6fame} \ln(\mu_{6fame}) + x_{6met} \ln(\mu_{6met}) + x_{6gly} \ln(\mu_{6gly})$
 $\ln(\mu_9) = x_{9water} \ln(\mu_{9water}) + x_{9oil} \ln(\mu_{9oil}) + x_{9fame} \ln(\mu_{9fame}) + x_{9met} \ln(\mu_{9met})$
 $\ln(\mu_{10}) = x_{10water} \ln(\mu_{10water}) + x_{10oil} \ln(\mu_{10oil}) + x_{10fame} \ln(\mu_{10fame}) + x_{10met} \ln(\mu_{10met})$
 $\ln(\mu_{11}) = x_{11oil} \ln(\mu_{11oil}) + x_{11fame} \ln(\mu_{11fame})$
 $\ln(\mu_{12}) = x_{12water} \ln(\mu_{12water}) + x_{12fame} \ln(\mu_{12fame}) + x_{12met} \ln(\mu_{12met})$
 $\ln(\mu_{13}) = x_{13met} \ln(\mu_{13met}) + x_{13gly} \ln(\mu_{13gly})$
 $\ln(\mu_{14}) = x_{14met} \ln(\mu_{14met}) + x_{14gly} \ln(\mu_{14gly})$
 $\ln(\mu_{15}) = x_{15met} \ln(\mu_{15met}) + x_{15gly} \ln(\mu_{15gly})$
 $\ln(\mu_{17}) = x_{17water} \ln(\mu_{17water}) + x_{17fame} \ln(\mu_{17fame}) + x_{17met} \ln(\mu_{17met}) + x_{17gly} \ln(\mu_{17gly})$
 $\mu_{18} = \mu_{18met}$
 $\ln(\mu_{19}) = x_{19water} \ln(\mu_{19water}) + x_{19fame} \ln(\mu_{19fame}) + x_{19met} \ln(\mu_{19met}) + x_{19gly} \ln(\mu_{19gly})$

"REYNOLDS calcularlo con caudales másicos, para evitar lios de densidades

$$Re = (F_T \cdot D) / (\pi \cdot 4 \cdot D^2 \cdot \mu) = 4 \cdot F_T / (\pi \cdot D \cdot \mu)$$

$Re_1 = 4 \cdot F_1 / (\pi \cdot D_1 \cdot \mu_1)$
 $Re_6 = 4 \cdot F_6 / (\pi \cdot D_6 \cdot \mu_6)$
 $Re_9 = 4 \cdot F_9 / (\pi \cdot D_9 \cdot \mu_9)$
 $Re_{10} = 4 \cdot F_{10} / (\pi \cdot D_{10} \cdot \mu_{10})$

```
Re_11=4*F_11/(pi*D_11*mu_11)
Re_12=4*F_12/(pi*D_12*mu_12)
Re_13=4*F_13/(pi*D_13*mu_13)
Re_14=4*F_14/(pi*D_14*mu_14)
Re_15=4*F_15/(pi*D_15*mu_15)
Re_17=4*F_17/(pi*D_17*mu_17)
Re_18=4*F_18/(pi*D_18*mu_18)
Re_19=4*F_19/(pi*D_19*mu_19)
```

Nota:

Debido a la extensión del propio código, no se ha puesto la solución del mismo por redundancia con el apartado correspondiente de la memoria de cálculo.

Anexo II

En este capítulo recoge capturas de pantallas del software de simulación de procesos, Aspen Plus, para facilitar el proceso de resolución

Primero de todo, se deben escoger el tipo de proceso que se va a simular y sus unidades (métricas o inglesas). Se recomienda el método general si se desconoce cual elegir.

Para comenzar a definir los componentes existentes en el proceso, hay que irse a la pestaña “Components”.

Una vez ahí se introduce, componente a componente, todos los necesarios. Se pueden buscar mediante su nombre, el nombre comercial o su fórmula química.

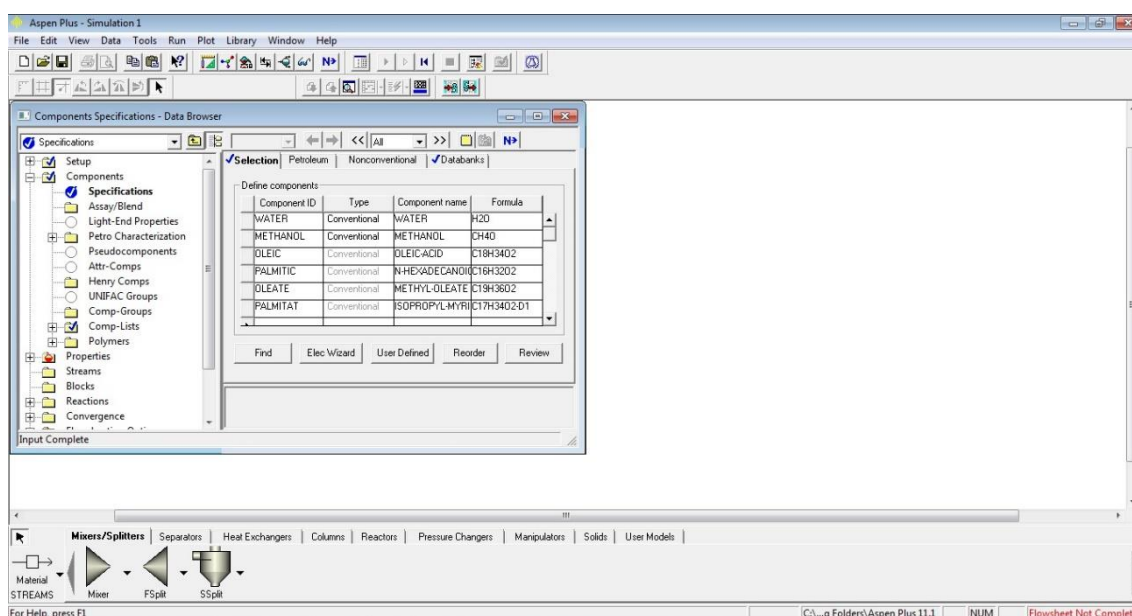


Fig. A-II-1

Cuando ya se han definido todos los componentes, hay que elegir el método termodinámico que registrará la simulación del proceso. Existen distintos árboles de decisión que ayudan a escoger el adecuado, según las propiedades de los compuestos y su interacción entre sí.

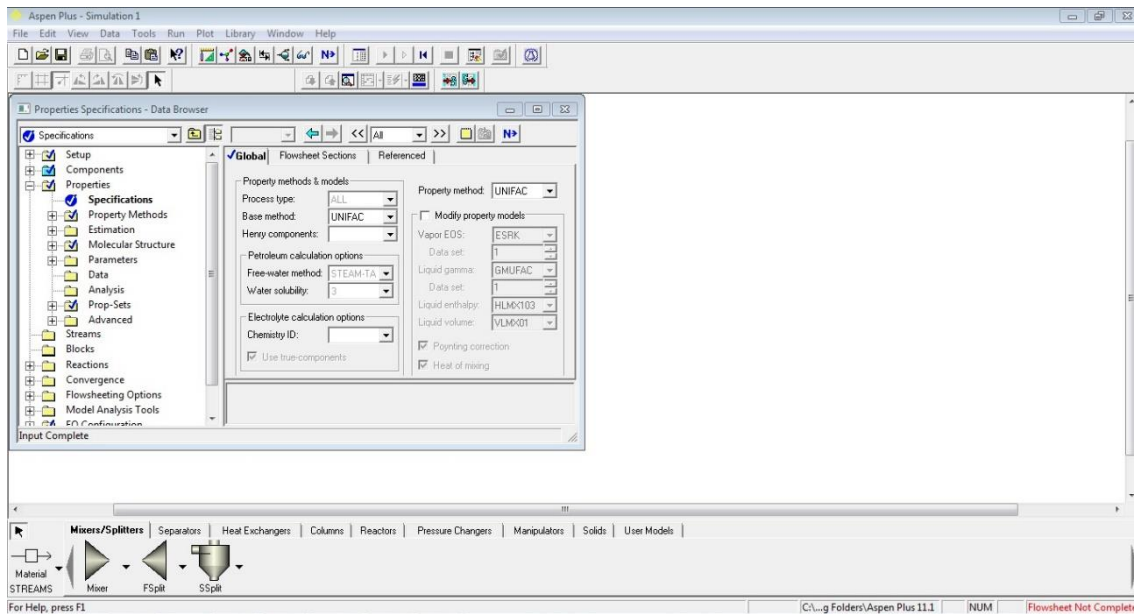


Fig. A-II-2

En la zona inferior de la pantalla se encuentran los equipos disponibles, con una breve explicación de cada uno, y las corrientes para interconectarlos.

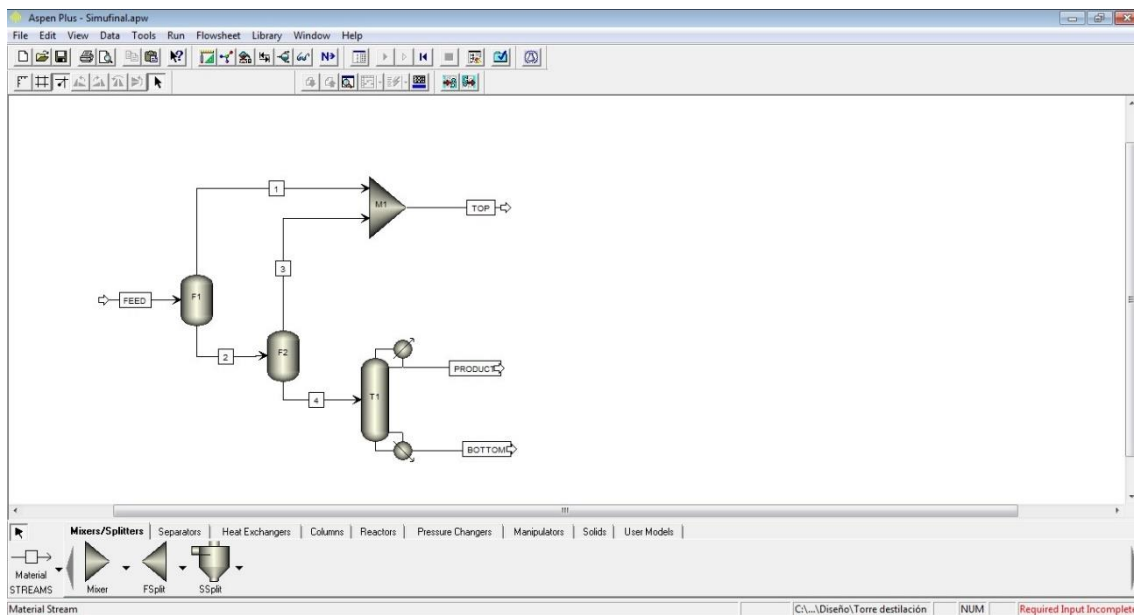


Fig. A-II-3

Es necesario definir todas las corrientes de alimentación al sistema global, el resto se obtienen como resultado de la propia simulación.

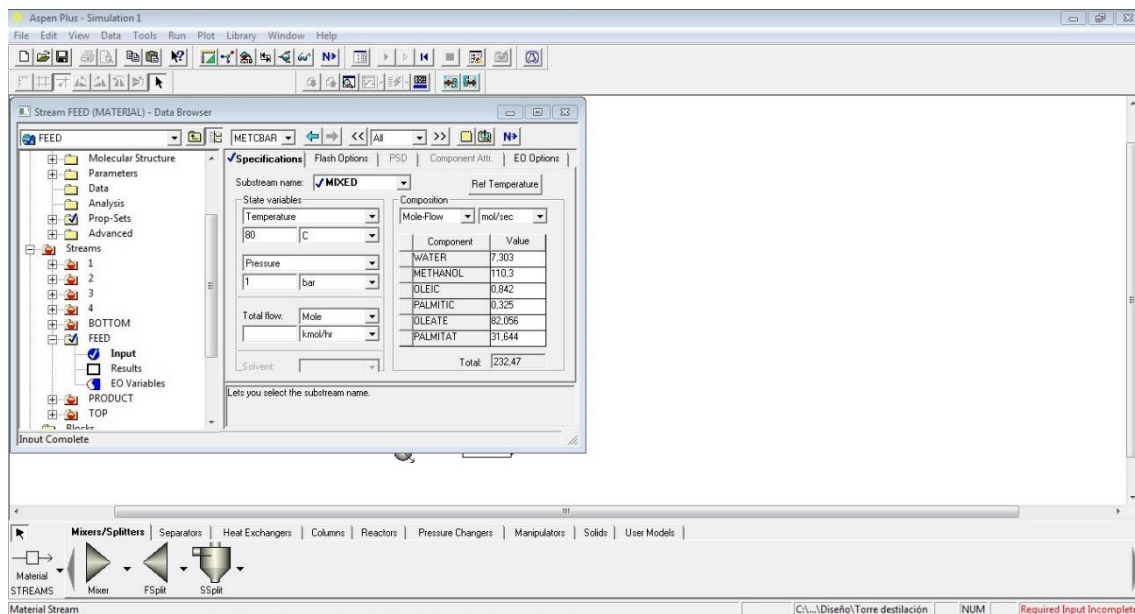


Fig. A-II-4

Ya detalladas todas las corrientes necesarias, se pasa a definir los equipos que componen el proceso.

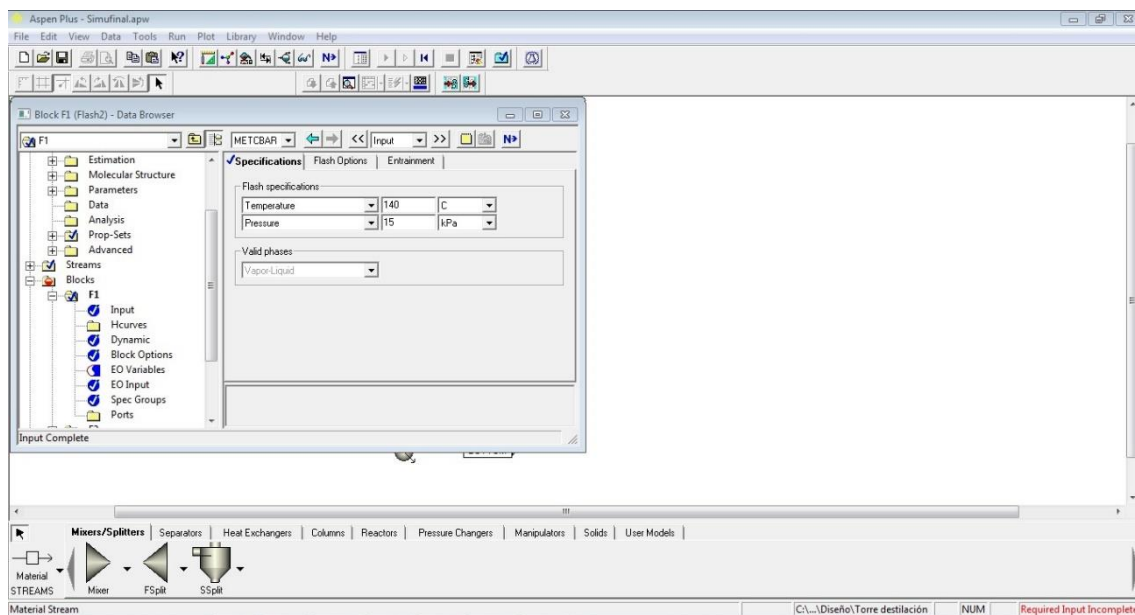


Fig. A-II-5

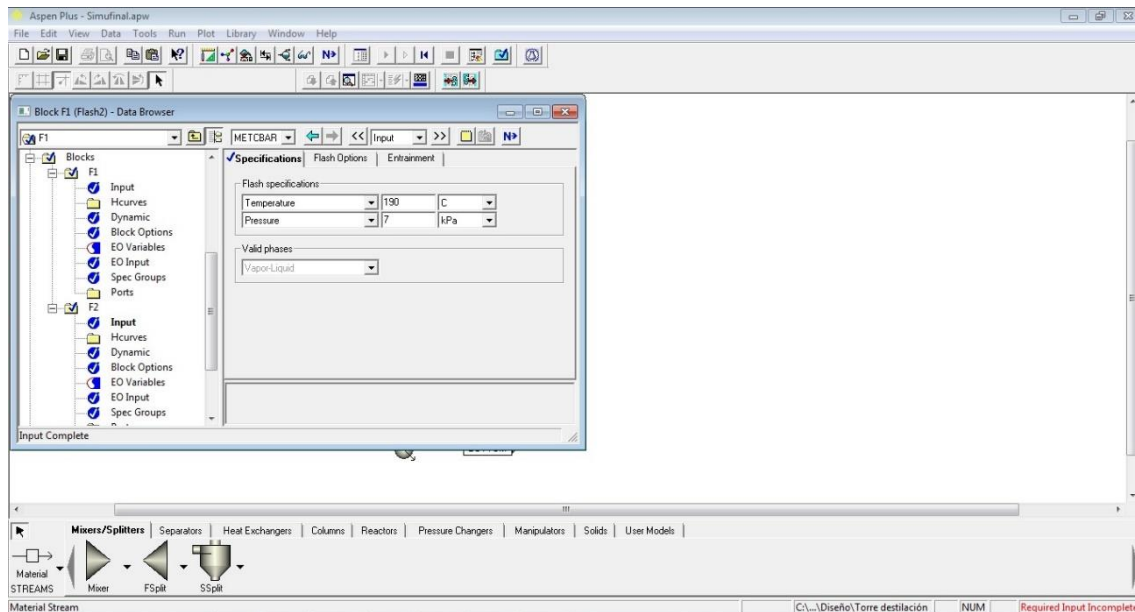


Fig. A-II-6

En el caso de los tanques flash, con indicar la temperatura y presión es suficiente.

En el mezclador se puede imponer una pérdida de carga si se desea, o suponerlo ideal (no hay pérdida de carga).

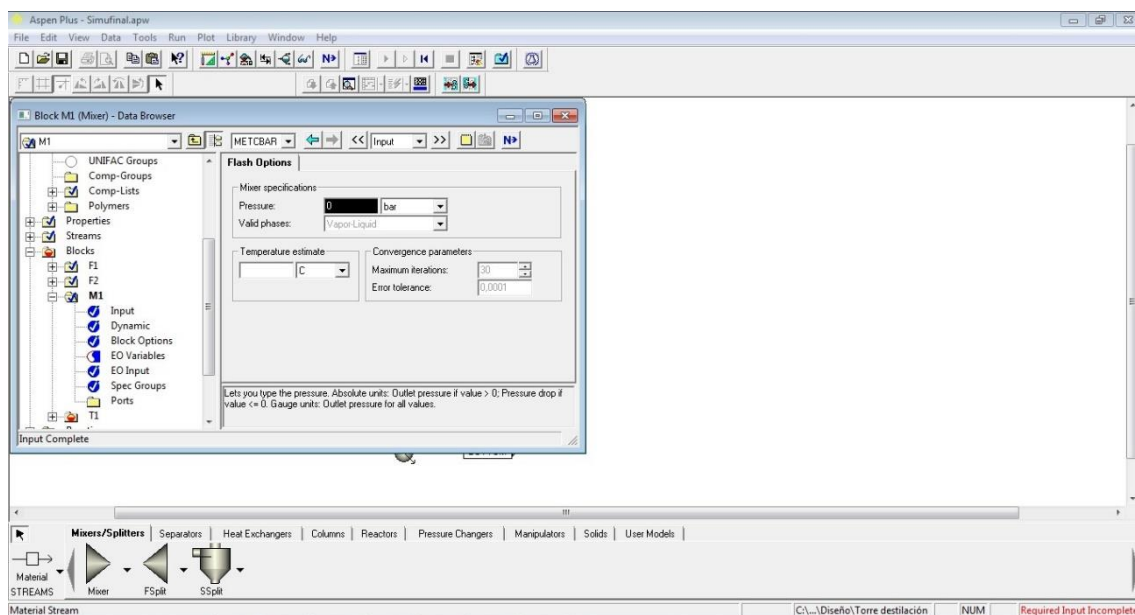


Fig. A-II-7

En la columna *DSTWU* se introducen las condiciones de diseño detalladas en el apartado correspondiente de la memoria de cálculos.

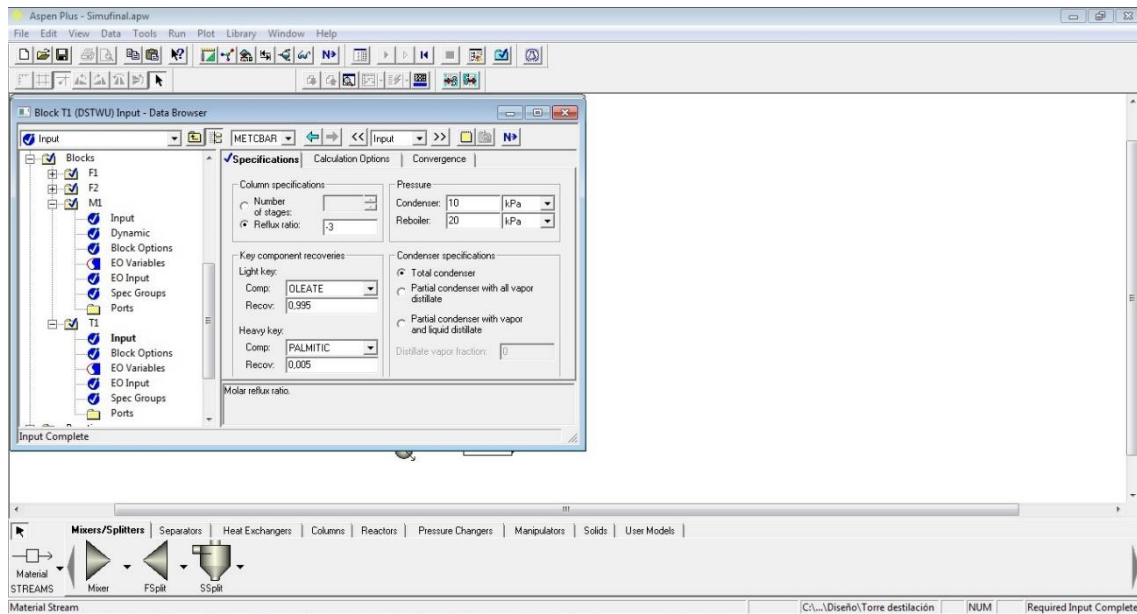


Fig. A-II-8

Una vez definidos todos los equipos y corrientes, en la zona inferior derecha de la pantalla, la frase “*Required Input Incomplete*” ha pasado a decir “*Required Input Complete*”, por lo que ya se puede simular el proceso.

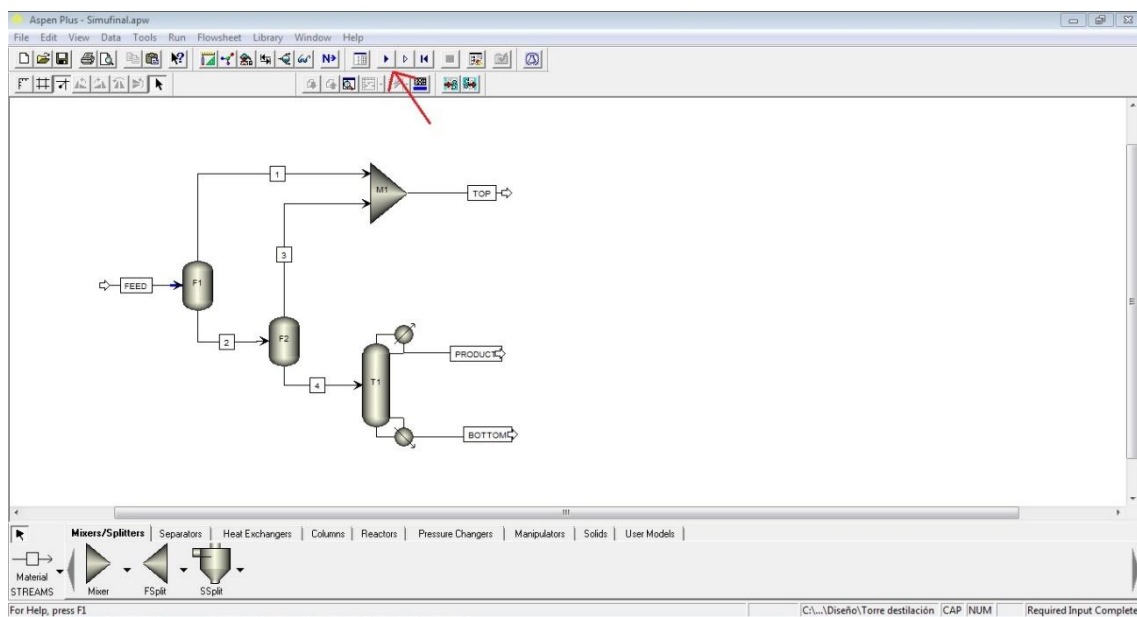


Fig. A-II-9

Con los resultados obtenidos de esta primera simulación con una columna *DSTWU*, se sustituye la misma por una de tipo *Radfrac*, que simula de forma más fidedigna la separación producida.

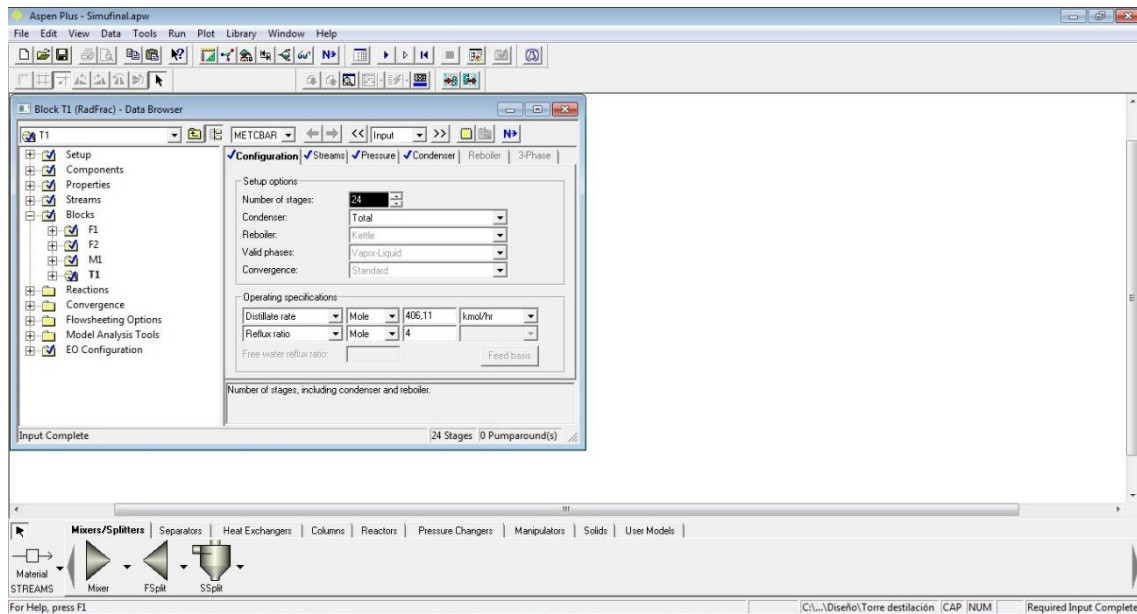


Fig. A-II-10

Cuando se especifiquen todos los campos requeridos, ya se procede a simular de nuevo el proceso, con unos resultados más exactos que en el caso anterior.

Anexo III

En este capítulo se recogen las tablas empleadas en el diseño de equipos y bombas.

1. Decantador centrífugo

Type	Bowl diameter	Speed, r/min	Maximum centrifugal force × gravity	Throughput		Typical motor size, hp
				Liquid, gal/min	Solids, tons/h	
Tubular	1.75	50,000*	62,400	0.05–0.25		•
	4.125	15,000	13,200	0.1–10		2
	5	15,000	15,900	0.2–20		3
Disc	7	12,000	14,300	0.1–10		½
	13	7,500	10,400	5–50		6
	24	4,000	5,500	20–200		7½
Nozzle discharge	10	10,000	14,200	10–40	0.1–1	20
	16	6,250	8,900	25–150	0.4–4	40
	27	4,200	6,750	40–400	1–11	125
	30	3,300	4,600	40–400	1–11	125
Scroll conveyor	6	8,000	5,500	To 20	0.03–0.25	5
	14	4,000	3,180	To 75	0.5–1.5	20
	18	3,500	3,130	To 100	1–3	50
	24	3,000	3,070	To 250	2.5–12	125
	30	2,700	3,105	To 350	3–15	200
	36	2,250	2,590	To 600	10–25	300
Knife discharge	44	1,600	1,600	To 700	10–25	400
	54	1,000	770	To 750	20–60	250
	20	1,800	920	†	1.0‡	20
	36	1,200	740	†	4.1‡	30
	68	900	780	†	20.5‡	40

*Turbine drive, 100 lb/h (45 kg/h) of steam at 40 lb/in² gauge (372 KPa) or equivalent compressed air.

†Widely variable.

‡Maximum volume of solids that the bowl can contain, ft³.

NOTE: To convert inches to millimeters, multiply by 25.4; to convert revolutions per minute to radians per second, multiply by 0.105; to convert gallons per minute to liters per second, multiply by 0.063; to convert tons per hour to kilograms per second, multiply by 0.253; and to convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746.

Fig. A-III-1

2. Evaporador

Coefficientes globales típicos de los evaporadores

Tipo	Coeficiente global U	
	W/m ² · °C	Btu/ft ² · h · °F
Evaporadores de tubos verticales largos		
Circulación natural	1000-2500	200-500
Circulación forzada	2000-5000	400-1000
Evaporador de película agitada, líquido newtoniano, viscosidad		
1 cP	2000	400
1 P	1500	300
100 P	600	120

Fig. A-III-2

3. Torre de destilación

1. Constantes de inundación C_F [Eqs. (6.29) and (6.30)], $d_o < 6 \text{ mm}$ ($\frac{1}{4} \text{ in}$)

Rango de $\frac{A_o}{A_a}$	Rango de $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5}$	Unidades de t	Unidades de o	Unidades α, β de V_F
> 0.1	0.01-0.1, utilizar valores en 0.1			
		m	N/m	m/s
		en	dinas/cm X 10^{-3}	ft/s
				$\alpha = 0.0744t + 0.01173$ $\beta = 0.0304t + 0.015$
				$\alpha = 0.0062t + 0.0385$ $\beta = 0.00253t + 0.050$
< 0.1 Multiplicar α y β por $5A_o/A_a + 0.5$				

Fig. A-III-3

4. Tuberías

	$D \leq 2''$	$3'' < D < 10''$	$10'' < D < 20''$
<i>Agua</i>			
Succión bomba.....	0,3-0,6	0,6-1,2	1 -2
Descarga bomba	0,5-1	1 -1,5	1,2-2
Alimentación caldera ...	1,2-3	1,5-3,5	2,5-4,2
Desagües	1 -1,2	1 -1,5	—
<i>Hidrocarburos líquidos</i> (viscosidad normal)			
Succión bomba.....	0,5-0,75	0,6-1,2	1 -2
Desagües	1 -1,2	1 -1,5	—
<i>Aceites viscosos</i>			
Succión bomba:			
— Viscosidad media	—	0,5-1	0,75-1,5
— Alquitrán y fuel-oil. . .	—	0,1-0,2	0,15-0,30
Descarga	—	1 -1,5	1,2-1,8
Desagües	0,3	0,5-1	—

Fig. A-III-4

5. Bombas de impulsión

El cálculo de la pérdida de carga que existe en una línea se puede realizar de modo aproximado mediante tablas y ábacos.

Primero se debe hallar la rugosidad relativa del conducto mediante la Fig. A-III-5, siendo necesario para ello, el material y diámetro de la tubería.

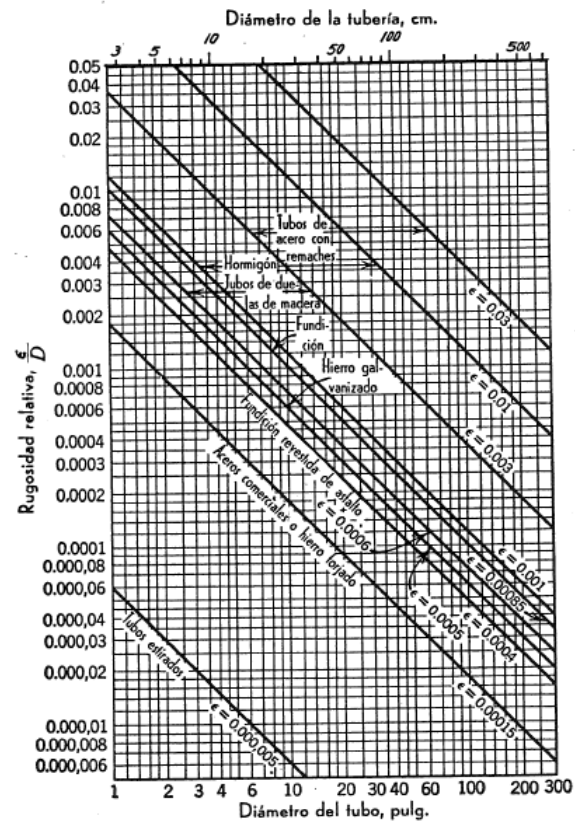


Fig. A-III-5

Una vez conocido el número de Reynolds y la rugosidad relativa, ya se puede calcular el factor de Fanning mediante el uso del ábaco de Moody Fig. AIII-6.

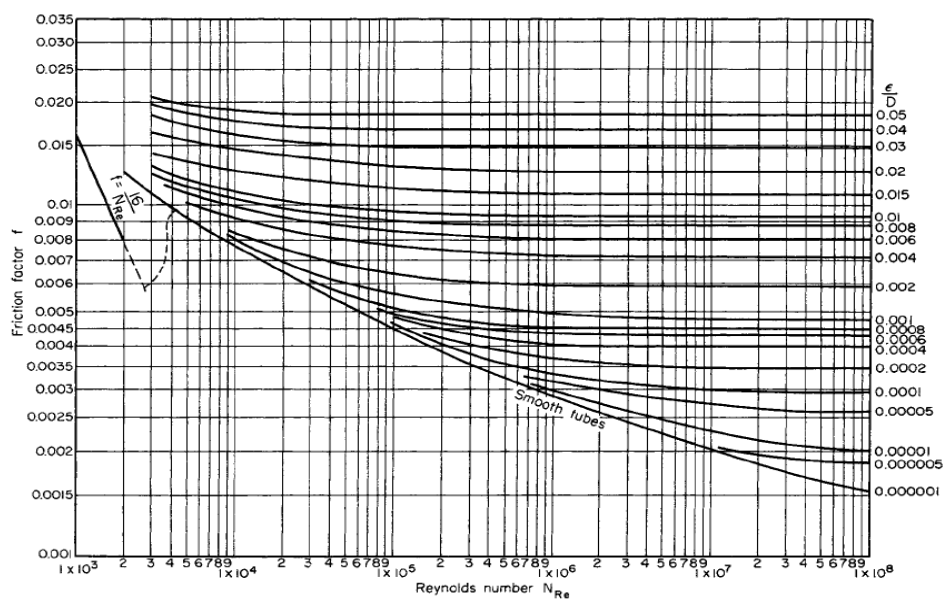


Fig. A-III-6

Por último, es necesario calcular la pérdida de carga que aportan los accesorios que posea la tubería, obtenidos a partir de coeficientes recogidos en las dos siguientes tablas (Fig. A-III-7 y Fig. A-III-8)

Diámetro del tubo, en pulgadas	1	2	3	4	6	8	10	12	14	16	18	20	24
Tubo curvado $R = 3D$ $R = 4D$						0,04 0,025							
Codo de 90°	1,6	1,0	0,8	0,7	0,55	0,3	0,27	0,25	0,24	0,23	0,22	0,22	0,20
Codo largo de 90°	0,75	0,4	0,3	0,25	0,20	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,11	0,10	0,09
Codo de 45°	0,35	0,30	0,28	0,28	0,27	0,26	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
Codo largo de 45°	0,25	0,21	0,20	0,19	0,18	0,17	0,16	0,16	0,16	0,15	0,15	0,14	0,14
Curva de 180°	1,5	1,0	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	0,25	0,23	0,22	0,21	0,2
Curva de 180° de gran radio	0,8	0,5	0,4	0,35	0,3	0,2	0,16	0,15	0,14	0,13	0,12	0,11	0,10
Tes-Flujo principal						0,9							
Flujo derivado	1,8	1,4	1,2	1,1	1,0								
Válvula de compuerta, abierta		0,2-0,3	0,15-0,25	0,15	0,12	0,10	0,08	0,06	0,05	0,04	0,04	0,03	0,03
cerrada 1/4		0,8 a 0,2							0,15				
cerrada 1/2		4,0 a 0,8							0,6				
cerrada 3/4		16,0 a 2,0							1,5				
Válvula esférica	12,5	8,5	7,5	6,5	6	5,9	5,8	5,7	5,6	5,5	5,5	5,5	5,5
Válvula de retención	3,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
Válvula de pie						0,8							
Colador		1,5 a 1,0					1,0 a 0,4						

NOTA. Estos valores son necesariamente aproximados porque los valores específicos variarán con el tipo de accesorio (por ejemplo, roscado o de pletina), con las dimensiones geométricas reales y con el sistema de construcción (por ejemplo, forjado o soldado)

Fig. A-III-7

	Razón del diámetro menor al mayor								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
10 % de conicidad				0,35	0,25	0,20			
20 % de conicidad				0,15	0,12	0,10			
Expansión brusca	2,0								0,15
Contracción brusca	0,5	0,45	0,45	0,45	0,45	0,4	0,3	0,2	0,15
Entrada: Brusca				Normalmente 0,5					
Gradual				Superior a 0,5					
Tubo saliente				Normalmente 1,0					
Salida: Brusca				Normalmente 1,0					
Gradual				Superior a 0,12					

Fig. A-III-8

Anexo IV

En este capítulo se recogen todos los datos referentes al aislamiento térmico de los equipos. Debido a que el segundo flash, y la torre operan a igual temperatura, se van a aislar similares.

1. Reactor

SUPERFICIE PLANA VERTICAL

		EXACTO	RECOMENDADO
Temperatura de la Superficie	°C	44,89	43,8
Temperatura Media	°C	288,4	287,42
Coefficiente de Conductividad Térmica	J / m h K	0,428	0,417
Conductancia de la película de aire	kJ / m h K	0,14	0,14
ESPESOR DEL AISLAMIENTO	mm	24,13	25,4
Pérdida de Calor por Radiación	kJ / m ² h	472,09	448,92
Pérdida de Calor por Convección	kJ / m ² h	1108,85	1048,09
Pérdida de Calor Total	kJ / m ² h	1581,06	1497,02
Pérdida de Calor Superficie Desnuda	kJ / m ² h	26921,67	26921,67
Eficiencia del Aislamiento	%	94,13	94,44

2. Flash 1

SUPERFICIE VERTICAL

CÁLCULOS PARA ESPESOR IDEAL

Temperatura Interior (TI)	°C	140,0
Temperatura Superficie Aislamiento (TS)	°C	44,89
Temperatura Ambiente (TA)	°C	20,0
Velocidad del Aire (V)	km/h	13,0
Material Superficie Aislamiento		9
Emisividad Superficie Aislamiento (Es)		0,8
Emisividad Superficie Desnuda (Ed)		0,8
Temperatura Media (TM)	°C	92,44
Coefficiente de Conductividad Térmica (k)	J/m h K	0,361
Conductancia de la película de aire (f)	kJ / m h K	0,14
Espesor del Aislamiento recomendado (E)	mm	9,906

Pérdida de Calor por Radiación (Qr)	$\text{kJ} / \text{m}^2 \text{ h}$	472,09
Pérdida de Calor por Convección (Qc)	$\text{kJ} / \text{m}^2 \text{ h}$	1108,85
Pérdida de Calor Total (Qt)	$\text{kJ} / \text{m}^2 \text{ h}$	1581,06
Pérdida de Calor Superficie Desnuda (Qdt)	$\text{kJ} / \text{m}^2 \text{ h}$	11522,22
Eficiencia del aislamiento (Ef)	%	86,28

SUPERFICIE PLANA

CÁLCULOS PARA ESPESOR PRÁCTICO

Temperatura Interior (TI)	$^{\circ}\text{C}$	140,0
Temperatura Superficie Aislamiento (TS)	$^{\circ}\text{C}$	40,25
Temperatura Ambiente (TA)	$^{\circ}\text{C}$	20,0
Velocidad del Aire (V)	km/h	13,0
Material Superficie Aislamiento		9
Emisividad Superficie Aislamiento (Es)		0,8
Emisividad Superficie Desnuda (Ed)		0,8
Temperatura Media (TM)	$^{\circ}\text{C}$	90,12
Coefficiente de Conductividad Térmica (k)	J/m h K	0,349
Conductancia de la película de aire (f)	$\text{kJ} / \text{m h K}$	0,14
Espesor del Aislamiento recomendado (E)	mm	12,7
Pérdida de Calor por Radiación (Qr)	$\text{kJ} / \text{m}^2 \text{ h}$	375,11
Pérdida de Calor por Convección (Qc)	$\text{kJ} / \text{m}^2 \text{ h}$	855,03
Pérdida de Calor Total (Qt)	$\text{kJ} / \text{m}^2 \text{ h}$	1230,14
Pérdida de Calor Superficie Desnuda (Qdt)	$\text{kJ} / \text{m}^2 \text{ h}$	11522,22
Eficiencia del aislamiento (Ef)	%	89,32

3. Flash 2 y Torre de Destilación

SUPERFICIE PLANA VERTICAL

CÁLCULOS PARA ESPESOR IDEAL

Temperatura Interior (TI)	$^{\circ}\text{C}$	190,0
Temperatura Superficie Aislamiento (TS)	$^{\circ}\text{C}$	44,89
Temperatura Ambiente (TA)	$^{\circ}\text{C}$	20,0
Velocidad del Aire (V)	km/h	13,0

Material Superficie Aislamiento		9
Emisividad Superficie Aislamiento (Es)		0,8
Emisividad Superficie Desnuda (Ed)		0,8
Temperatura Media (TM)	°C	117,44
Coeficiente de Conductividad Térmica (k)	J/m h K	0,383
Conductancia de la película de aire (f)	kJ / m h K	0,14
Espesor del Aislamiento recomendado (E)	mm	16,51
Pérdida de Calor por Radiación (Qr)	kJ / m ² h	472,09
Pérdida de Calor por Convección (Qc)	kJ / m ² h	1108,85
Pérdida de Calor Total (Qt)	kJ / m ² h	1581,06
Pérdida de Calor Superficie Desnuda (Qdt)	kJ / m ² h	18556,79
Eficiencia del aislamiento (Ef)	%	91,48

SUPERFICIE PLANA VERTICAL

CÁLCULOS PARA ESPESOR PRÁCTICO

Temperatura Interior (TI)	°C	190,0
Temperatura Superficie Aislamiento (TS)	°C	50,71
Temperatura Ambiente (TA)	°C	20,0
Velocidad del Aire (V)	km/h	13,0
Material Superficie Aislamiento		9
Emisividad Superficie Aislamiento (Es)		0,8
Emisividad Superficie Desnuda (Ed)		0,8
Temperatura Media (TM)	°C	120,36
Coeficiente de Conductividad Térmica (k)	J/m h K	0,394
Conductancia de la película de aire (f)	kJ/m ² h K	0,14
Espesor del Aislamiento recomendado (E)	mm	12,7
Pérdida de Calor por Radiación (Qr)	kJ / m ² h	599,85
Pérdida de Calor por Convección (Qc)	kJ / m ² h	1444,55
Pérdida de Calor Total (Qt)	kJ / m ² h	2046,45
Pérdida de Calor Superficie Desnuda (Qdt)	kJ / m ² h	18556,79
Eficiencia del aislamiento (Ef)	%	88,98