

# Modelado Parte VI

Enrique E. Tarifa, Facultad de Ingeniería, UNJu

# Mapa curricular de la materia

Simulación

Optimización



```
graph TD; A[Simulación] --> B[Optimización]
```

# Mapa curricular de la materia

Simulación



Optimización

# Mapa curricular de Simulación

Definiciones

Modelo de espacio de estados

Resolución de modelos

Simulación de plantas

# Mapa curricular de Simulación

Definiciones

Modelo de espacio de estados

Resolución de modelos

Simulación de plantas

# Mapa curricular de estabilidad de un CSTR

1. Reactor CSTR
2. Estabilidad
3. Puesta en marcha
4. Detención
5. *Runaway*
6. Control de temperatura
7. Modo regulador
8. Puesta en marcha

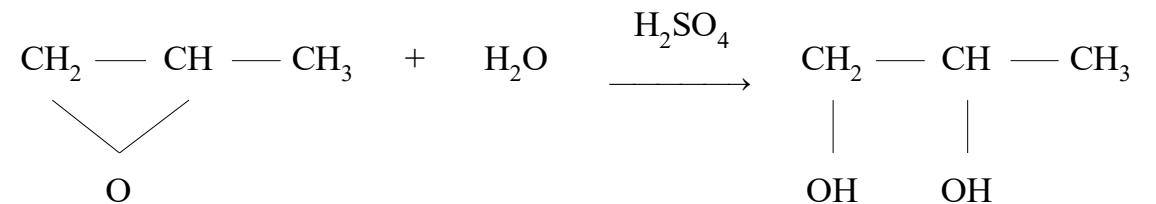
# Simulación de un reactor

# Reactor productor de propilenglicol

## Componentes

- Propileno (A)
- Agua con 0.1 % de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (B)
- Propilenglicol (C)
- Metanol (M)
- $A + B \rightarrow C$

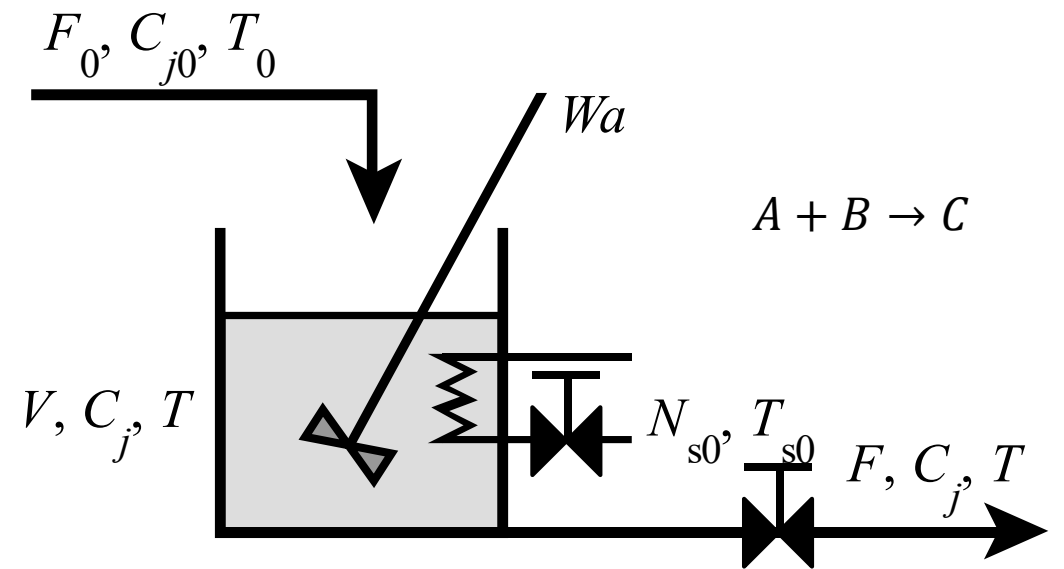
## Reacción



Exotérmica

# Reactor productor de propilenglicol

- El reactor está apagado.
- $V$  es constante.
- Serpentin sumergido.
- Diseñar la puesta en marcha.
- Determinar el estado estacionario.
- Diseñar la parada.
- Analizar la estabilidad.
- Instalar un controlador de  $T$ .



# Modelo simplificado

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{F_0(C_{A0} - C_A)}{V} - r$$

$$\frac{dC_B}{dt} = \frac{F_0(C_{B0} - C_B)}{V} - r$$

$$\frac{dC_C}{dt} = \frac{F_0(C_{C0} - C_C)}{V} + r$$

$$\frac{dC_M}{dt} = \frac{F_0(C_{M0} - C_M)}{V}$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F_0 C_0 C_{p0} (T_0 - T) + V r (-\Delta H) - Q}{V C C_p}$$

$$r = \alpha e^{-\frac{E}{RT}} C_A$$

$$T_s = T_{s0} + (T - T_{s0}) \left( 1 - e^{-\frac{UA_s}{N_{s0} C_{p_{s0}}}} \right)$$

$$Q = N_{s0} C_{p_{s0}} (T_s - T_{s0})$$

$$C = \sum_{j=A,B,C,M} C_j$$

$$C_p = \frac{1}{C} \sum_{j=A,B,C,M} C_j C_{p_{j0}}$$

$$C_0 = \sum_{j=A,B,C,M} C_{j0}$$

$$C_{p0} = \frac{1}{C_0} \sum_{j=A,B,C,M} C_{j0} C_{p_{j0}}$$

# Parámetros en sistema inglés

- $F_0 = 440.63 \text{ ft}^3/\text{h}$
- $T_0 = 75 \text{ }^\circ\text{F}$
- $C_{A0} = 0.1816$ ,  $C_{B0} = 2.2695$ ,  
 $C_{C0} = 0$  y  $C_{M0} = 0.2269 \text{ lb-mol/ft}^3$
- $Cp_{A0} = 35$ ,  $Cp_{B0} = 18$ ,  $Cp_{C0} = 46$   
y  $Cp_{M0} = 19.5 \text{ Btu}/(\text{lb-mol}\cdot^\circ\text{F})$
- $V = 66.84 \text{ ft}^3$
- $\Delta H = -36000 \text{ Btu/lb-mol}$
- $\alpha = 16.96 \times 10^{12} \text{ h}^{-1}$
- $E = 32400 \text{ Btu/lb-mol}$
- $R = 1.987 \text{ Btu}/(\text{lb-mol}\cdot^\circ\text{R})$
- $N_{s0} = 1000 \text{ lb-mol/h}$
- $T_{s0} = 60 \text{ }^\circ\text{F}$
- $Cp_{s0} = 18 \text{ Btu}/(\text{lb-mol}\cdot^\circ\text{F})$
- $UA_s = 16000 \text{ Btu}/(\text{h}\cdot^\circ\text{F})$

# Listado en Berkeley Madonna

```
{Reactor de propilenglicol
Solución analítica}

METHOD RK4

STARTTIME = 0
STOPTIME = 3
DT = 0.01

; Inicialización
INIT CA = 0
INIT CB = 3.45
INIT CC = 0
INIT CM = 0
INIT T = 75

; Sistema ODEs
CA' = F0*(CA0-CA)/V-r
CB' = F0*(CB0-CB)/V-r
CC' = F0*(CC0-CC)/V+r
CM' = F0*(CM0-CM)/V
T' = (F0*C0*Cp0*(T0-T)+V*r*(-DH)-Q)/(V*C*Cp)
```

```
; Sistema AEs
r = alpha*exp(-Ea/(Rg*(T+460)))*CA

; Solución Analítica
Ts = Ts0+(T-Ts0)*(1-EXP(-UAs/(Ns0*Cps0)))
Q = Ns0*Cps0*(Ts-Ts0)

C = CA+CB+CC+CM
Cp = (CA*CpA0+CB*CpB0+CC*CpC0+CM*CpM0)/C
C0 = CA0+CB0+CC0+CM0
Cp0 = (CA0*CpA0+CB0*CpB0+CC0*CpC0+CM0*CpM0)/C0
```

```
; Datos
V = 66.84

F0 = 440.63
T0 = 75
CA0 = 0.1816
CB0 = 2.2695
CC0 = 0
CM0 = 0.2269

CpA0 = 35
CpB0 = 18
CpC0 = 46
CpM0 = 19.5

Ns0 = 1000
Ts0 = 60
Cps0 = 18
UAs = 16000

DH = -36000
alpha = 16.96E12
Ea = 32400
Rg = 1.987
```

Ver Reactor propilenglicol.mmd

# Estudio de estabilidad

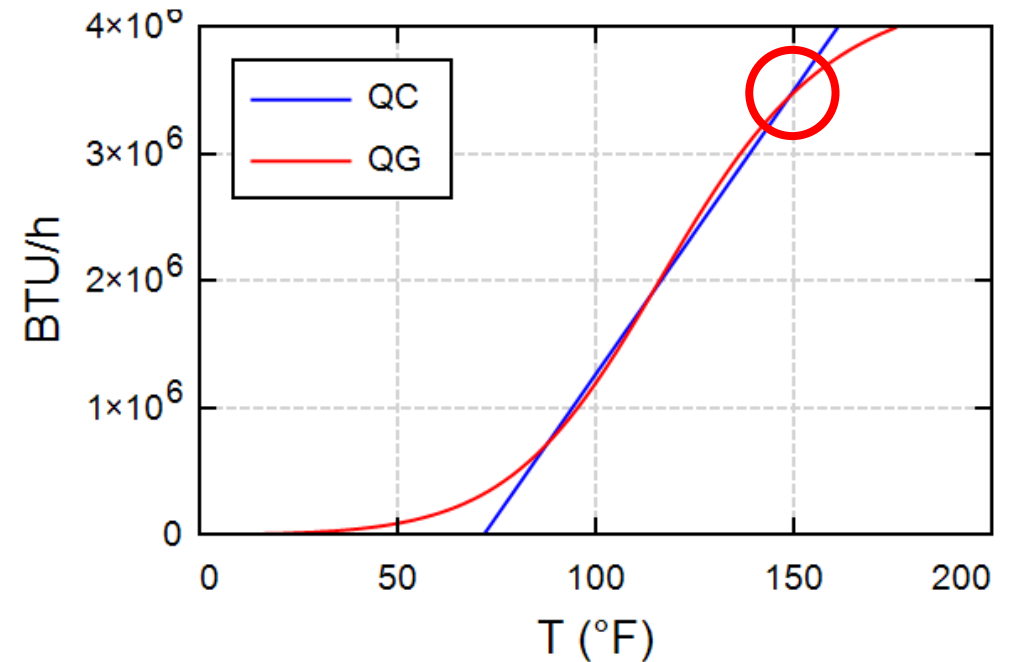
# Estudio de estabilidad

Estado estacionario

$$0 = F_0 C_0 C_{p_0} (T_0 - T) + V r(-\Delta H) - Q$$

$$Q_G = V r(-\Delta H) \quad r(T)$$

$$Q_C = F_0 C_0 C_{p_0} (T - T_0) + Q \quad Q(T)$$



# Calor generado

$$Q_G = Vr(-\Delta H)$$

$$r = \alpha e^{-\frac{E}{RT}} C_A$$

$$0 = \frac{F_0(C_{A0} - C_A)}{V} - r$$



Elimina  $C_A$



$$Q_G = \frac{V \alpha e^{-\frac{E}{RT}} C_{A0} (-\Delta H)}{\frac{V}{F_0} \alpha e^{-\frac{E}{RT}} + 1}$$

$$r = \frac{\alpha e^{-\frac{E}{RT}} C_{A0}}{\frac{V}{F_0} \alpha e^{-\frac{E}{RT}} + 1}$$



# Calor consumido

$$Q_C = F_0 C_0 Cp_0 (T - T_0) + Q$$

$$Q_C = F_0 C_0 Cp_0 (T - T_0) + N_{s0} Cp_{s0} (T - T_{s0}) \left( 1 - e^{-\frac{UA_s}{N_{s0} Cp_{s0}}} \right)$$

$$Q = UA_s \frac{T_s - T_{s0}}{\ln \left( \frac{T - T_{s0}}{T - T_s} \right)}$$

$$Q = N_{s0} Cp_{s0} (T_s - T_{s0})$$

Elimina  $T_s$

$$Q = N_{s0} Cp_{s0} (T - T_{s0}) \left( 1 - e^{-\frac{UA_s}{N_{s0} Cp_{s0}}} \right)$$

# Estado estacionario

$$Q_C = F_0 C_0 C p_0 (T - T_0) + N_{s0} C p_{s0} (T - T_{s0}) \left( 1 - e^{-\frac{UA_s}{N_{s0} C p_{s0}}} \right)$$

$$Q_C = \left( F_0 C_0 C p_0 + N_{s0} C p_{s0} \left( 1 - e^{-\frac{UA_s}{N_{s0} C p_{s0}}} \right) \right) T - \left( F_0 C_0 C p_0 T_0 + N_{s0} C p_{s0} T_{s0} \left( 1 - e^{-\frac{UA_s}{N_{s0} C p_{s0}}} \right) \right)$$

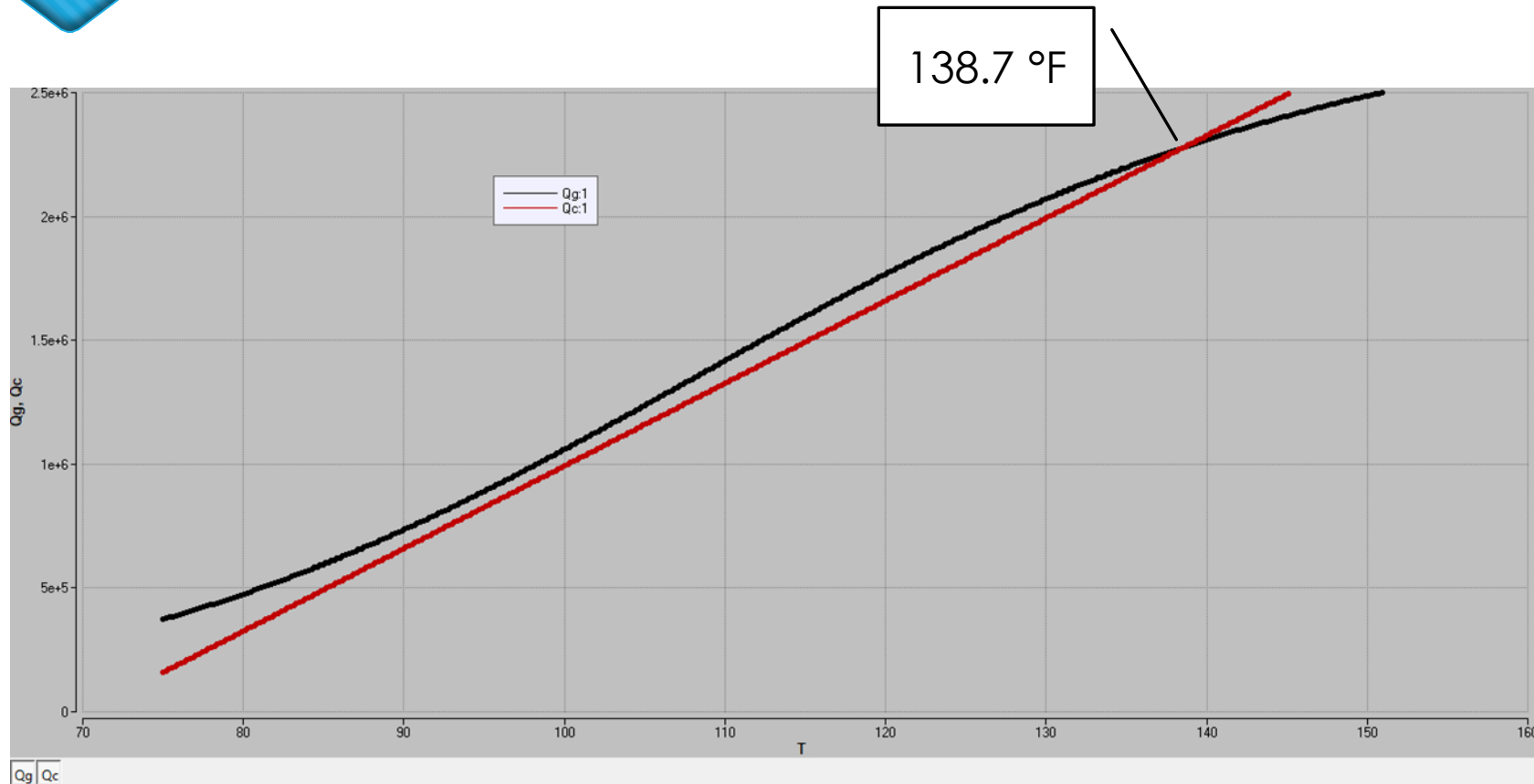
- No se puede modificar la pendiente sin modificar la distancia al origen, pero sí se puede modificar la distancia al origen sin alterar la pendiente variando  $T_0$  y  $T_{s0}$ .
- $Q_C$  depende de la corriente de enfriamiento, mientras que  $Q_G$  no.

# Calor generado y consumido

$$Q_G = \frac{V \alpha e^{-\frac{E}{RT}} C_{A0} (-\Delta H)}{\frac{V}{F_0} \alpha e^{-\frac{E}{RT}} + 1}$$

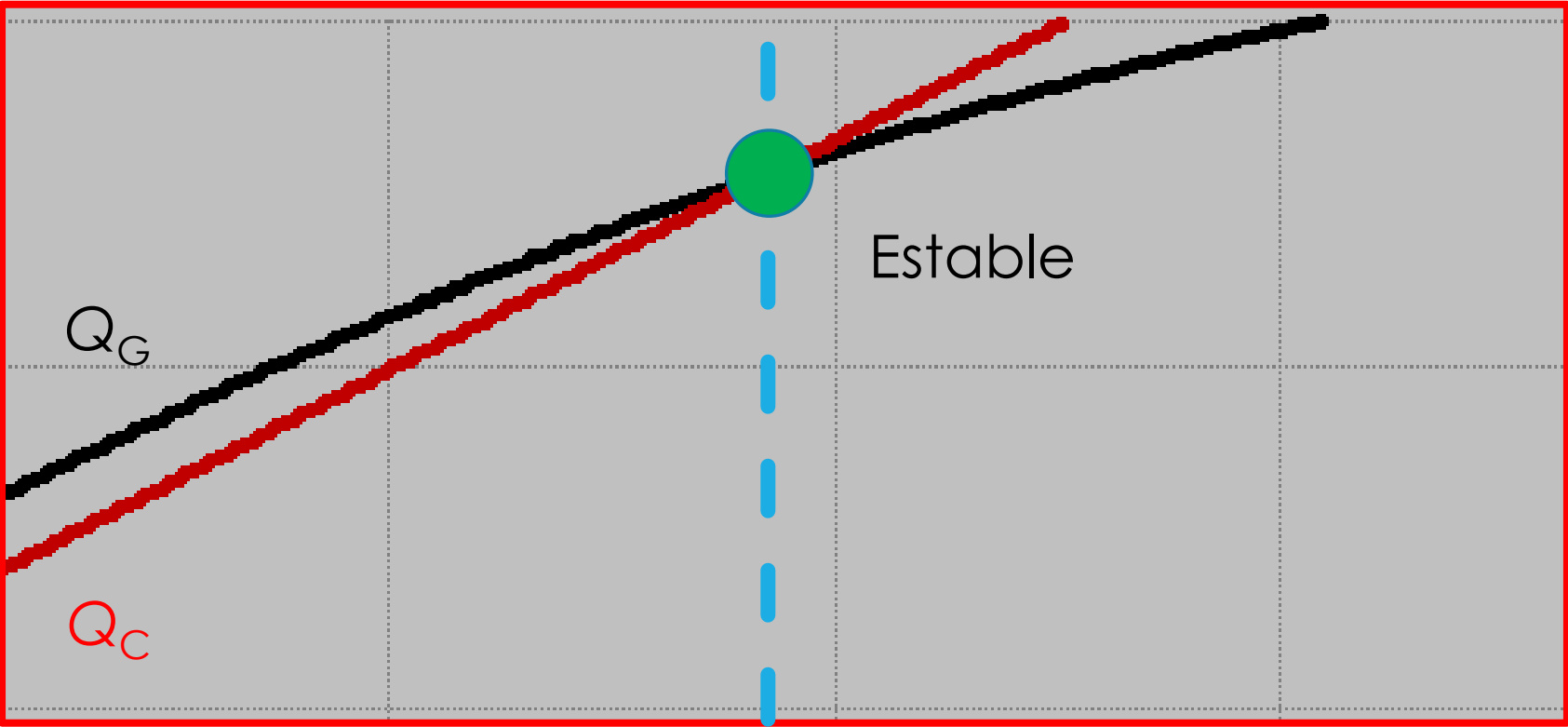
$$Q_C = F_0 C_0 C p_0 (T - T_0) + N_{s0} C p_{s0} (T - T_{s0}) \left( 1 - e^{-\frac{U A_s}{N_{s0} C p_{s0}}} \right)$$

# Estado estacionario



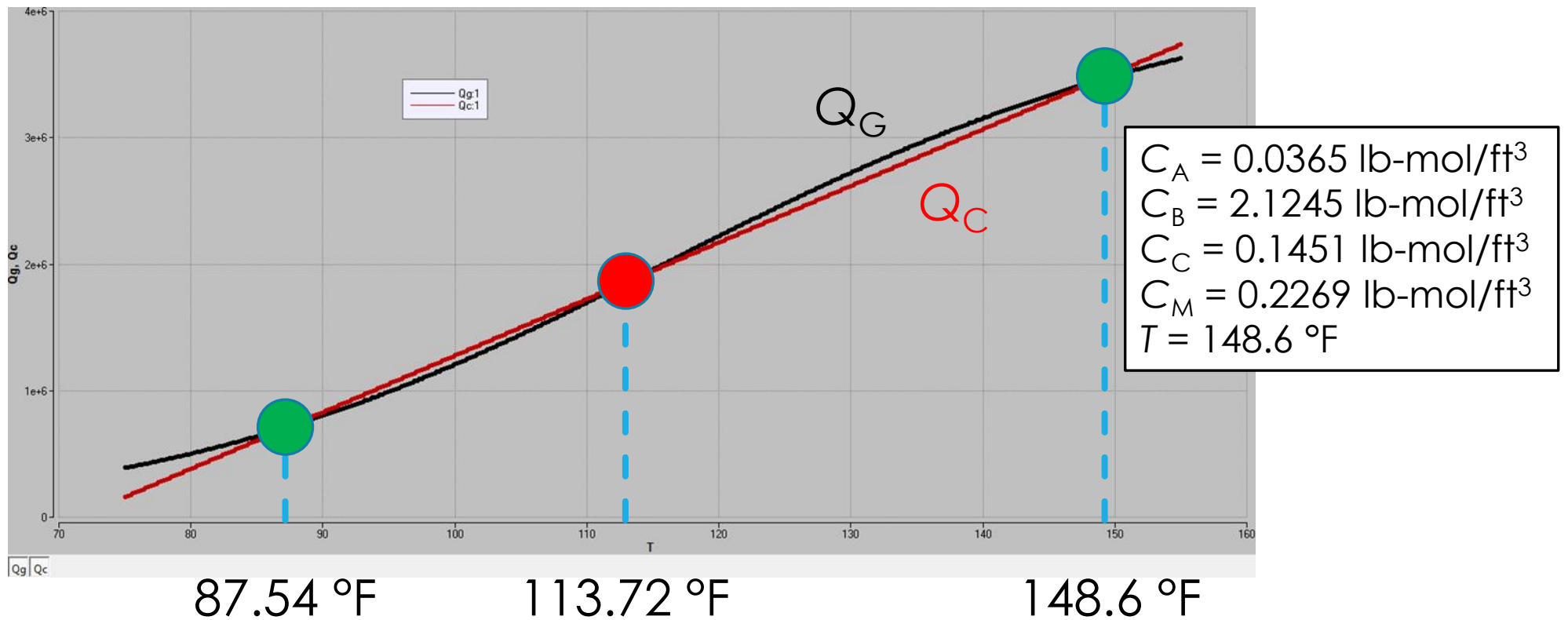
Simulación de un reactor CSTR

# Estabilidad



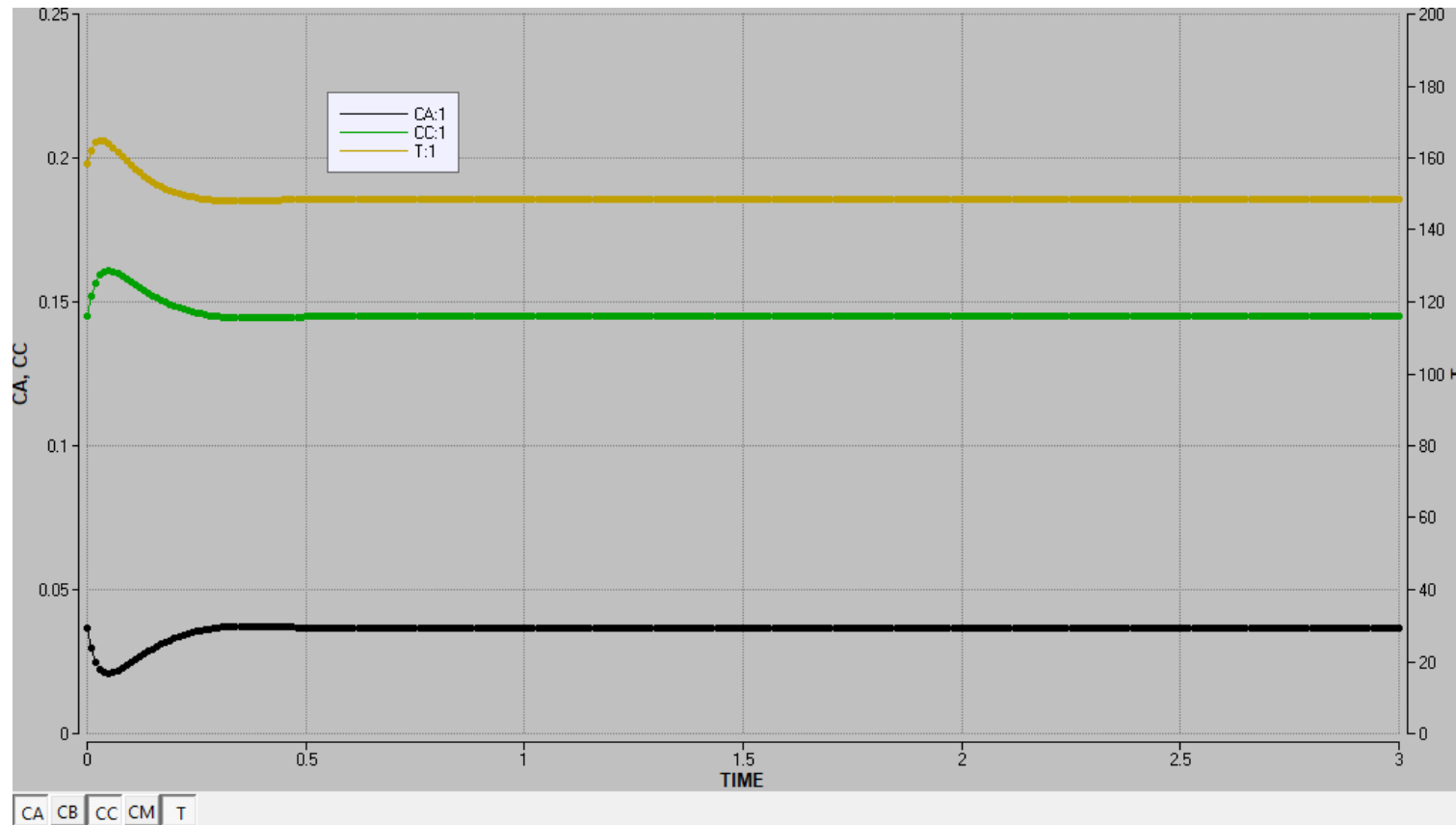
138.7 °F

# Estabilidad, 50 % de aumento en $F_0$

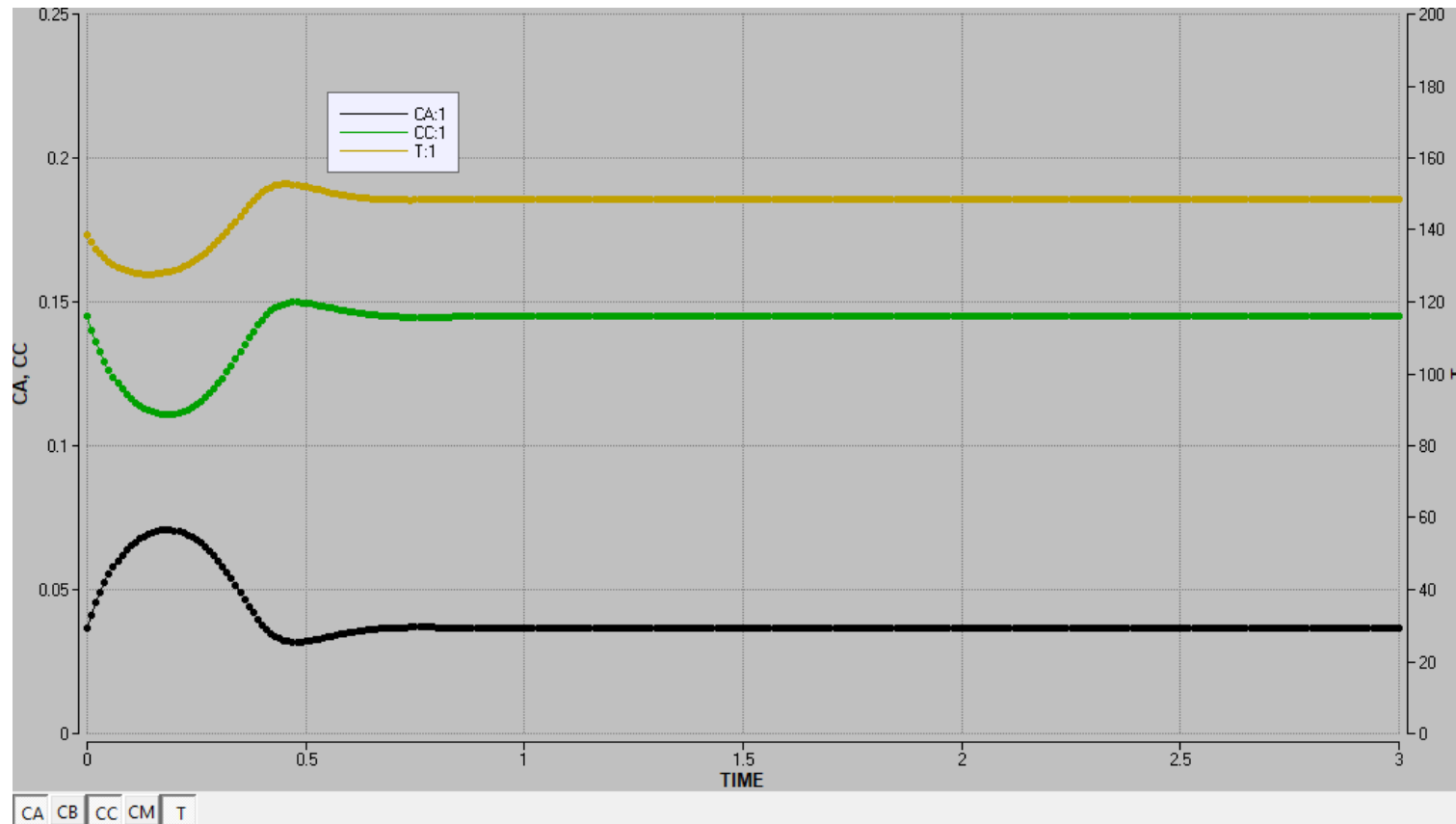


Verificar por simulación.

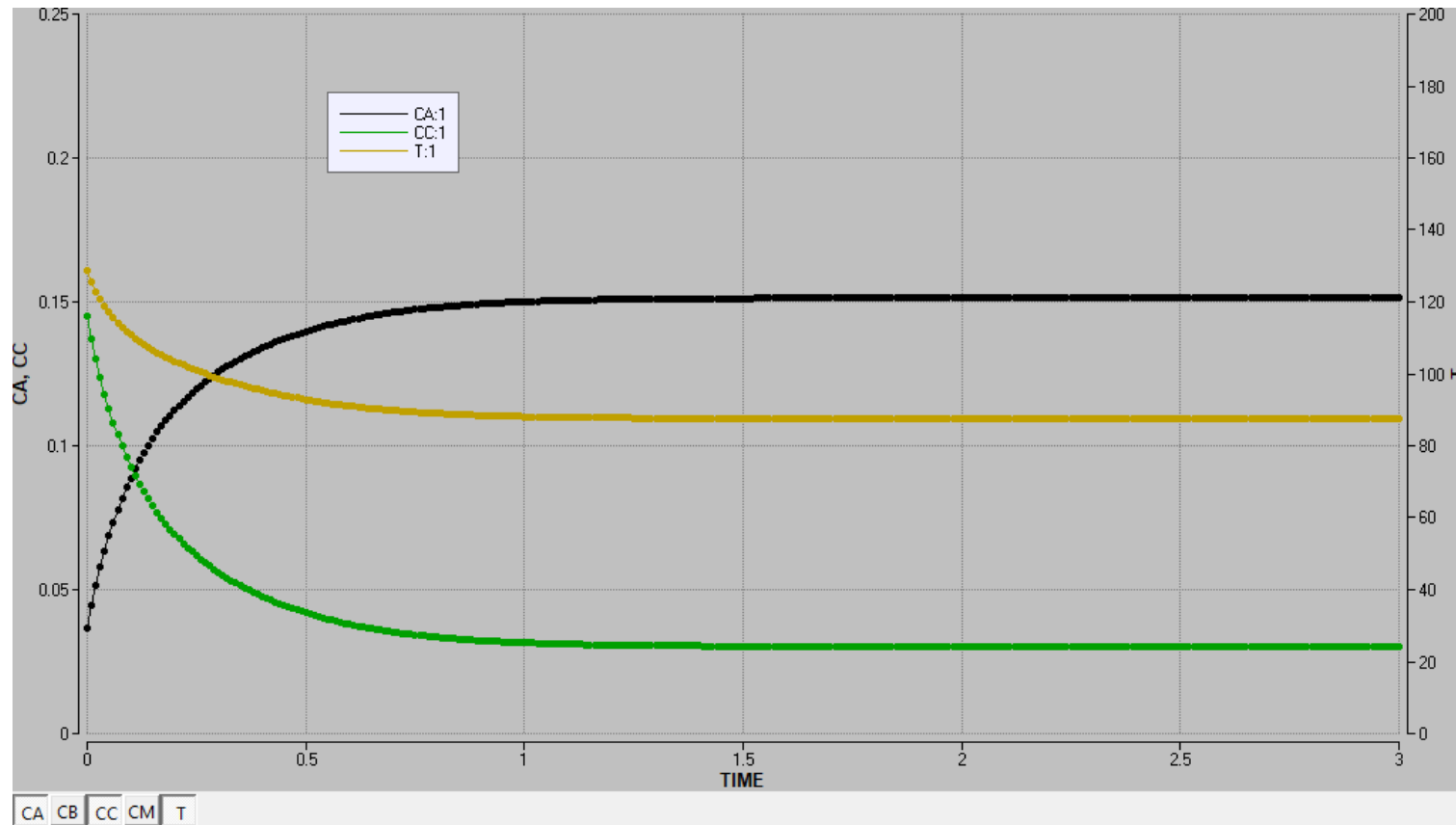
# Perturbación $T(0) = 148.6 + 10 \text{ }^\circ\text{F}$



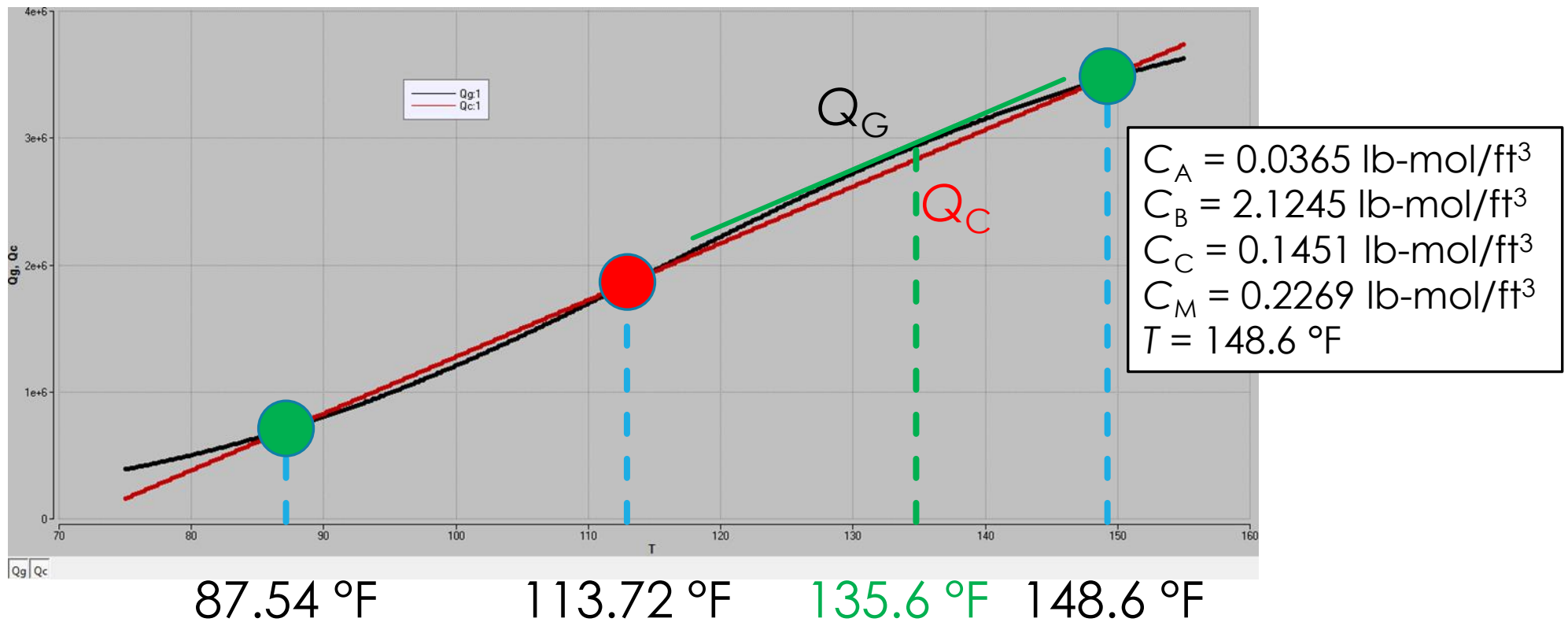
# Perturbación $T(0) = 148.6 - 10 \text{ } ^\circ\text{F}$



# Perturbación $T(0) = 148.6 - 20 \text{ }^\circ\text{F}$



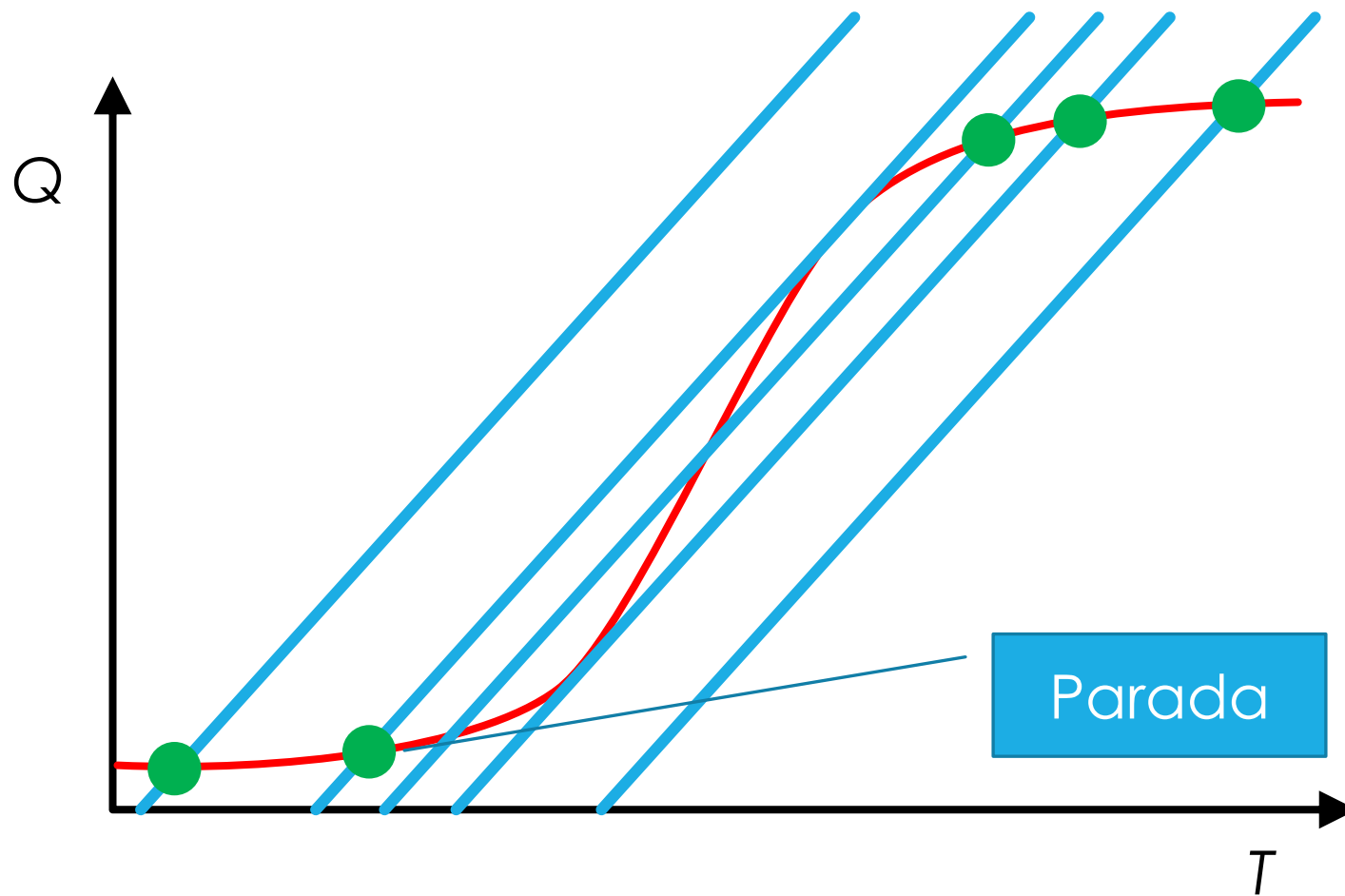
# Estabilidad, 50 % de aumento en $F_0$



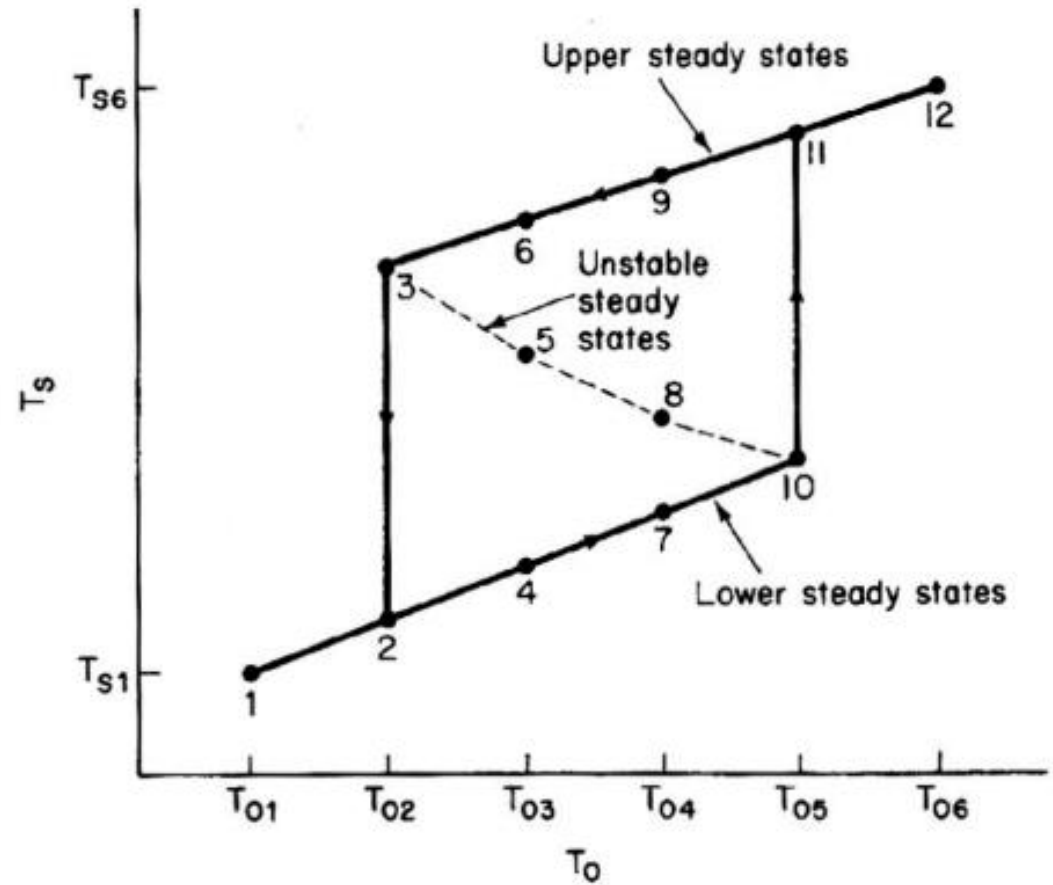
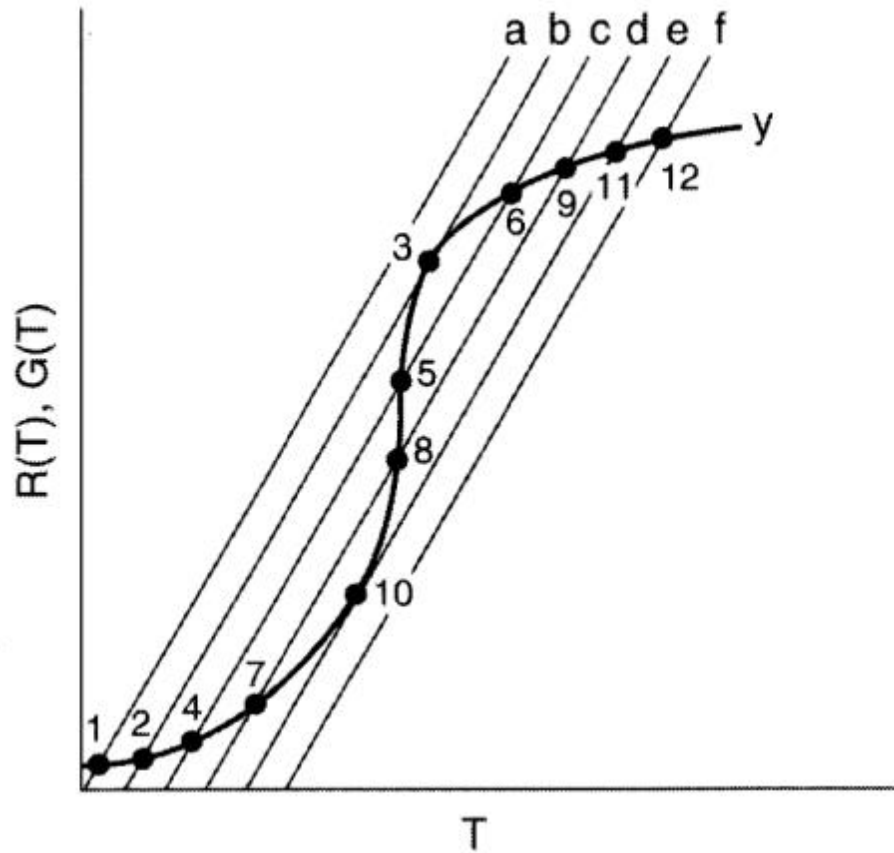
Verificar por simulación.



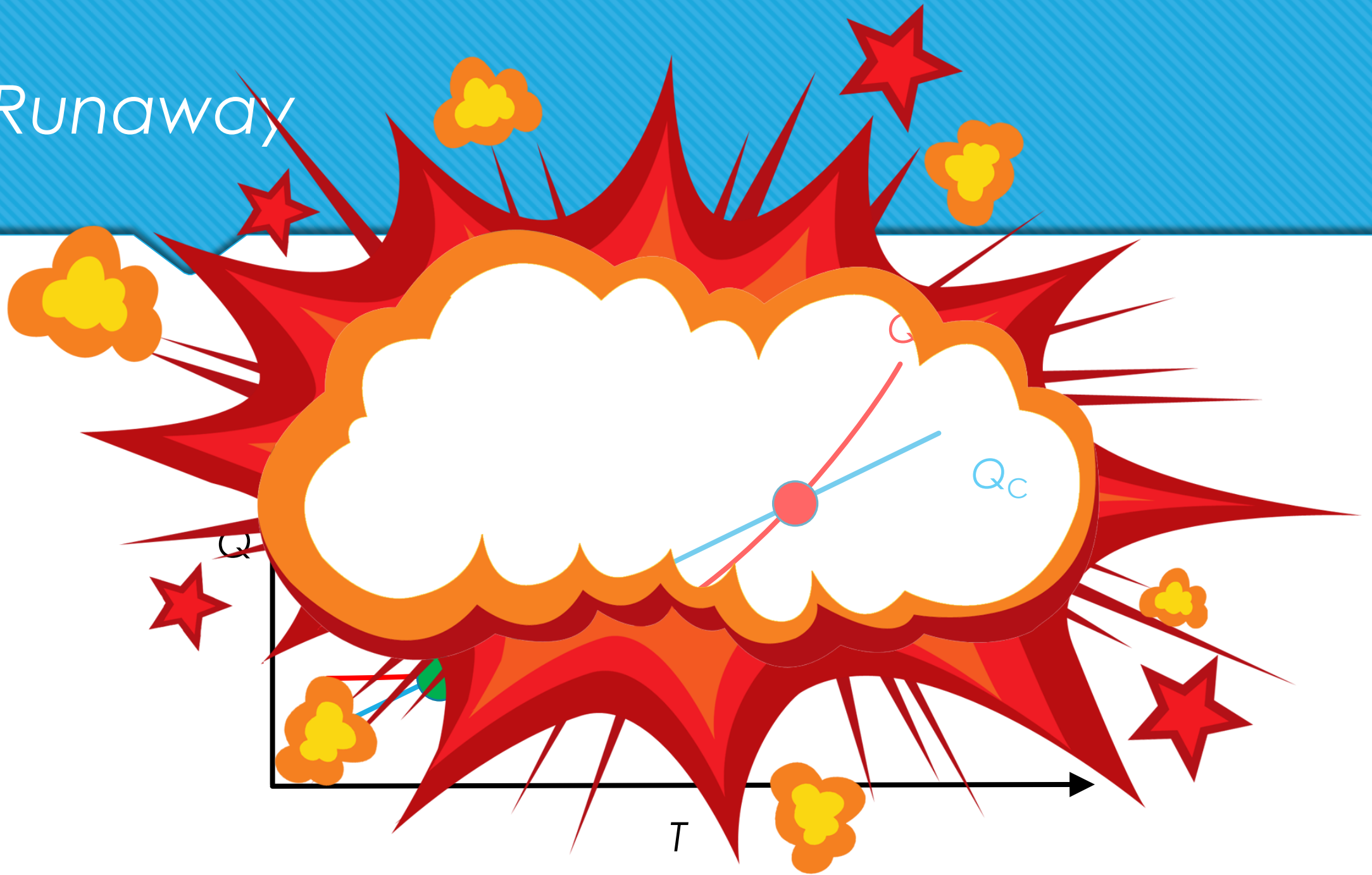
# Parada disminuyendo $T_0$



# Histéresis



Runaway

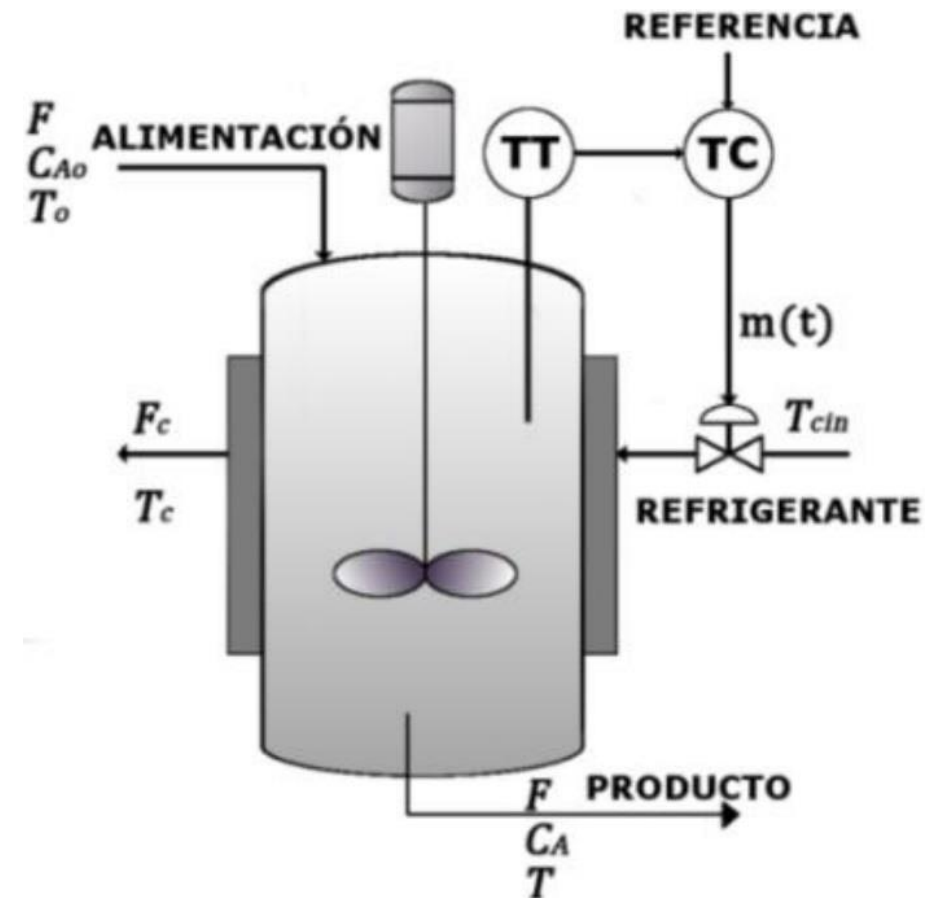


# Instalación de un controlador de temperatura

# Selección de acción en modo servo

1. Acción inversa y válvula NA
2. Setpoint  $T_{sp}(+)$
3.  $T_{sp}(+) \rightarrow e(+) \rightarrow Ac(+)$   $\rightarrow x(-) \rightarrow N_{s0}(-) \rightarrow Q(-) \rightarrow T(+)$
4. Si  $T(+)$ , aceptar la acción.

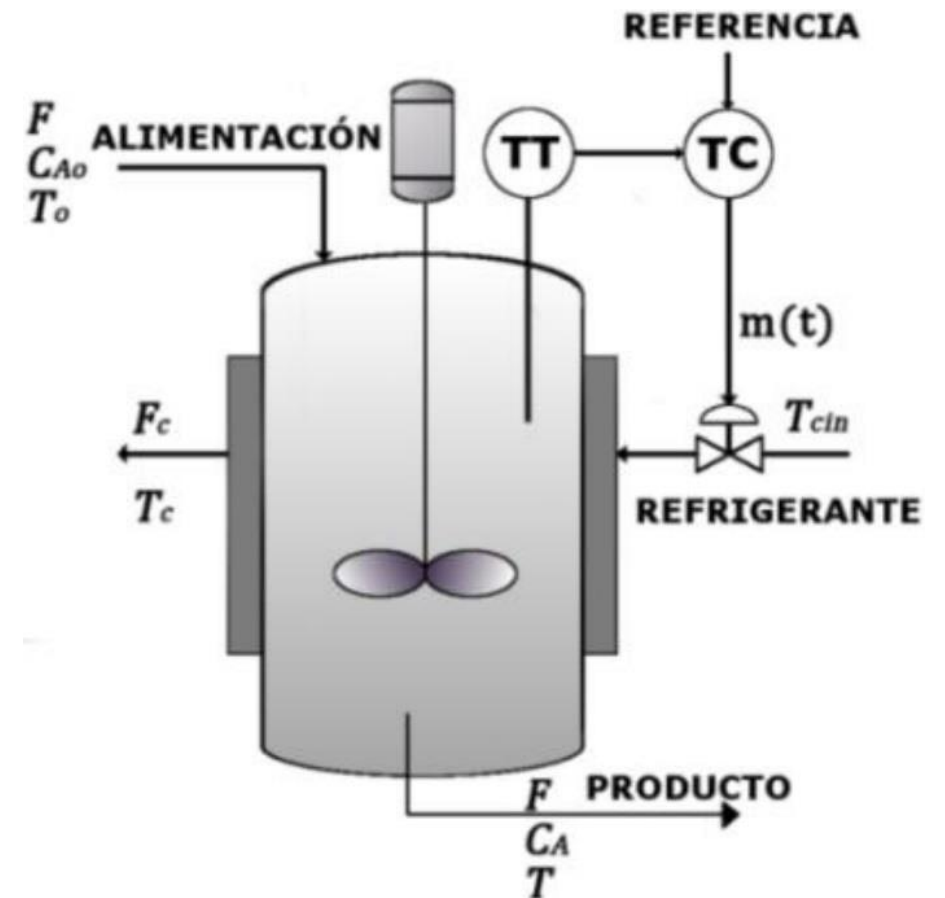
**Se acepta la acción inversa.**



# Selección de acción en modo regulador

1. Acción inversa y válvula NA
2.  $T(+)$
3.  $T(+)$   $\rightarrow$   $e(-)$   $\rightarrow$   $Ac(-)$   $\rightarrow$   $x(+)$   $\rightarrow$   $N_{s0}(+)$   $\rightarrow$   $Q(+)$   $\rightarrow$   $T(-)$
4. Si  $T(-)$ , aceptar la acción.

**Se acepta la acción inversa.**



# *Prompt* para determinar el tipo de acción

Actúa como un experto en Ingeniería Química. Determina el tipo de acción, directa o inversa, que deberá tener un controlador de temperatura de un CSTR cuando la válvula de control es del tipo normalmente abierta y regula el caudal de fluido de enfriamiento que se alimenta a un serpentín sumergido en el reactor. Para definir el tipo de acción, considera la convención que analiza la relación entre la salida del controlador y la variable de proceso, no con el error.

Actúa como un experto en Ingeniería Química. Determina el tipo de acción, directa o inversa, que deberá tener un controlador de temperatura de un CSTR cuando la válvula de control es del tipo normalmente abierta y regula el caudal de fluido de enfriamiento que se alimenta a un serpentín sumergido en el reactor. Para definir el tipo de acción, considera la convención que analiza la relación entre la salida del controlador y la variable de proceso, no con el error.

### Tipo de acción del controlador

- Dado que la **salida del controlador (MV)** y la **variable de proceso (PV)** están en **relación directa**, se requiere una:

**Acción inversa**

### Justificación

- En un sistema de control automático, si un aumento en la temperatura del reactor debe ser contrarrestado por una **disminución de la salida del controlador** (para **abrir más** la válvula y permitir **más enfriamiento**), entonces el controlador debe actuar en **forma inversa** a la PV.
- Es decir, si la PV (temperatura) **sube**, la salida del controlador **baja**.

# Instalación de un control PI para $T$

Modelo original

$$Ac = Ab + Kp \left( e + \frac{1}{\tau_i} Ai \right)$$

$$e = T_{sp} - T$$

$$Ai = \int_0^t e dt$$

$$x_s = \begin{cases} 1 & Ac < 0 \\ 0 & Ac > 1 \\ 1 - Ac & \text{en otro caso} \end{cases}$$

Modelo simplificado

$$\frac{dAi}{dt} = e$$

$$e = T_{sp} - T$$

$$Ac = Ab + Kp \left( e + \frac{1}{\tau_i} Ai \right)$$

$$x_s = \begin{cases} 1 & Ac < 0 \\ 0 & Ac > 1 \\ 1 - Ac & \text{en otro caso} \end{cases}$$

# Cálculo de $N_{s0}$

$$F_{s0} = C_{vs} x_s \sqrt{\frac{\Delta P_{vs}}{\rho_s / \rho_w}}$$

$$N_{s0} = \frac{F_{s0} \rho_s}{PM_s}$$

# Modelo de CT

$$\frac{dA_i}{dt} = e$$

$$e = T_{sp} - T$$

$$Ac = Ab + Kp \left( e + \frac{1}{\tau_i} A_i \right)$$

$$x_s = \begin{cases} 1 & Ac < 0 \\ 0 & Ac > 1 \\ 1 - Ac & \text{en otro caso} \end{cases}$$

$$F_{s0} = C_{vs} x_s \sqrt{\frac{\Delta P_{vs}}{\rho_s / \rho_w}}$$

$$N_{s0} = \frac{F_{s0} \rho_s}{PM_s}$$

# Parámetros en sistema inglés

- $K_p = 4.25 \times 10^{-3} \text{ } ^\circ\text{F}^{-1}$
- $Ab = 0.5$
- $\tau_i = 0.152 \text{ h}$
- $T_{sp} = 138.7 \text{ } ^\circ\text{F}$
- $Ai(0) = 0$
- $\rho_s = \rho_w, \rho_s = 62.43 \text{ lb/ft}^3$
- $PM_s = 18 \text{ lb/lb-mol}$
- $\Delta P_{vs} = 4.383 \times 10^{11} \text{ lb}/(\text{ft}\cdot\text{h}^2)$ .
- $C_{vs} = 8.71 \times 10^{-4} \text{ ft}^{3.5}/\text{lb}^{0.5}$

Condiciones iniciales

$$\begin{aligned}C_A &= 0.0377 \text{ lb-mol/ft}^3 \\C_B &= 2.1256 \text{ lb-mol/ft}^3 \\C_C &= 0.1439 \text{ lb-mol/ft}^3 \\C_M &= 0.2269 \text{ lb-mol/ft}^3 \\T &= 138.7 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

# Listado en Berkeley Madonna

```
{Reactor de propilenglicol con CT}

METHOD RK4
STARTTIME = 0
STOPTIME = 3
DT = 0.01

; Inicialización
INIT CA = 0.0377
INIT CB = 2.1256
INIT CC = 0.1439
INIT CM = 0.2269
INIT T = 138.7
INIT Ai = 0

; Sistema ODEs
CA' = F0*(CA0-CA)/V-r
CB' = F0*(CB0-CB)/V-r
CC' = F0*(CC0-CC)/V+r
CM' = F0*(CM0-CM)/V
T' = (F0*C0*Cp0*(T0-T)+V*r*(-DH)-Q)/(V*C*Cp)
Ai' = e
```

```
; Sistema AEs
r = alpha*exp(-Ea/(Rg*(T+460)))*CA

Ts = Ts0+(T-Ts0)*(1-exp(-UAs/(Ns0*Cps0)))
Q = Ns0*Cps0*(Ts-Ts0)

C = CA+CB+CC+CM
Cp = (CA*CpA0+CB*CpB0+CC*CpC0+CM*CpM0)/C
C0 = CA0+CB0+CC0+CM0
Cp0 = (CA0*CpA0+CB0*CpB0+CC0*CpC0+CM0*CpM0)/C0

e = Tsp-T
Ac = Ab+Kp*(e+Ai/taui)
xs = 1-Ac
LIMIT xs >= 0
LIMIT xs <= 1
Fs0 = Cvs*xs*sqrt(DPs)
Ns0 = Fs0*rhos/PMs
```

```
; Datos
V = 66.84

F0 = 440.63
T0 = 70
CA0 = 0.1816
CB0 = 2.2695
CC0 = 0
CM0 = 0.2269

CpA0 = 35
CpB0 = 18
CpC0 = 46
CpM0 = 19.5

Ts0 = 60
Cps0 = 18
UAs = 16000

DH = -36000
alpha = 16.96E12
Ea = 32400
Rg = 1.987

Tsp = 138.7
Ab = 0.5
Kp = 4.25E-3
taui = 0.152

rhos = 62.43
PMs = 18
DPs = 4.383E11
Cvs = 8.71E-4
```

Ver Reactor con CT.mmd

## reactor\_propileno\_CT.m

```
% Reactor de propilenglicol. Solución analítica. Con control de temperatura.  
% En X están las variables de estado.  
% En Y deben ir las variables que se requieren en las ODEs o que se quieren  
graficar.  
  
clear all; close all; clc;  
  
%===== Modelo =====
```

```

% ODEs
function dX = ODEs(t,X)
    % En dX devuelve el vector columna de derivadas

    % Recupera variables X
    [CA CB CC CM T Ai] = num2cell(X') {1, :};

    % Recupera variables Y
    Y = AEs(t,X);
    [F0 CA0 CB0 CC0 CM0 T0 V r C0 Cp0 DH Q C Cp e Tsp] =
num2cell(Y) {1, :};

    % Ecuaciones diferenciales
    dCA = F0*(CA0-CA)/V-r;
    dCB = F0*(CB0-CB)/V-r;
    dCC = F0*(CC0-CC)/V+r;
    dCM = F0*(CM0-CM)/V;
    dT = (F0*C0*Cp0*(T0-T)+V*r*(-DH)-Q)/(V*C*Cp);
    dAi = e;

    dX = [dCA dCB dCC dCM dT dAi]'; % vector columna
endfunction % ODEs

```

Para  
graficar

```

% AEs
function Y = AEs(t,X)
    % En Y devuelve el vector fila de variables requeridas por ODEs o a graficar.

    % Recupera variables X
    [CA CB CC CM T Ai] = num2cell(X') {1, :};

    % Parámetros
    V = 66.84;
    F0 = 440.63; T0 = 75; CA0 = 0.1816; CB0 = 2.2695; CC0 = 0; CM0 = 0.2269;
    CpA0 = 35; CpB0 = 18; CpC0 = 46; CpM0 = 19.5;
    Ts0 = 60; Cps0 = 18; UAs = 16000;
    DH = -36000; alpha = 16.96E12; Ea = 32400; Rg = 1.987;
    Tsp = 138.7; Ab = 0.5; Kp = 4.25E-3; tau_i = 0.152;
    rhos = 62.43; PMs = 18; DPs = 4.383E11; Cvs = 8.71E-4; % Sistema inglés

```

Borrar Ns0

```

% Ecuaciones algebraicas
r = alpha*exp(-Ea/(Rg*(T+460)))*CA;

% Controlador
e = Tsp-T; % e es el número de Euler en GNU Octave
Ac = Ab+Kp*(e+Ai/taui);
xs = max(0,1-Ac);
xs = min(xs,1);
Fs0 = Cvs*xs*sqrt(DPs);
Ns0 = Fs0*rhos/PMs;

% Solución Analítica
Ts = Ts0+(T-Ts0)*(1-exp(-UAs/(Ns0*Cps0)));
Q = Ns0*Cps0*(Ts-Ts0);

C = CA+CB+CC+CM;
Cp = (CA*CpA0+CB*CpB0+CC*CpC0+CM*CpM0)/C;
C0 = CA0+CB0+CC0+CM0;
Cp0 = (CA0*CpA0+CB0*CpB0+CC0*CpC0+CM0*CpM0)/C0;

Y = [F0 CA0 CB0 CC0 CM0 T0 V r C0 Cp0 DH Q C Cp e Tsp];
endfunction % AEs

```

```

% Inicialización
function [tfin dt Xini LX LY] = inicializacion
    % Inicializa la simulación

    % Parámetros de simulación
    tfin = 3; % tiempo final
    dt = 0.01; % paso temporal

    % Inicialización
    CAini = 0.0377; CBini = 2.1256; CCini = 0.1439; CMini = 0.2269; % lb-mol/ft3
    Tini = 138.7; % °F
    Aiini = 0;
    Xini = [CAini CBini CCini CMini Tini Aiini]; % Inicializa las variables de estado

    % Leyendas
    LX = {'CA' 'CB' 'CC' 'CM' 'T' 'Ai'}; % Leyendas de las variables X
    LY = {'F0' 'CA0' 'CB0' 'CC0' 'CM0' 'T0' 'V' 'r' 'C0' 'Cp0' 'DH' 'Q' 'C' 'Cp' 'e'
'Tsp'}; % Leyendas de las variables Y
endfunction % inicializar

```

```

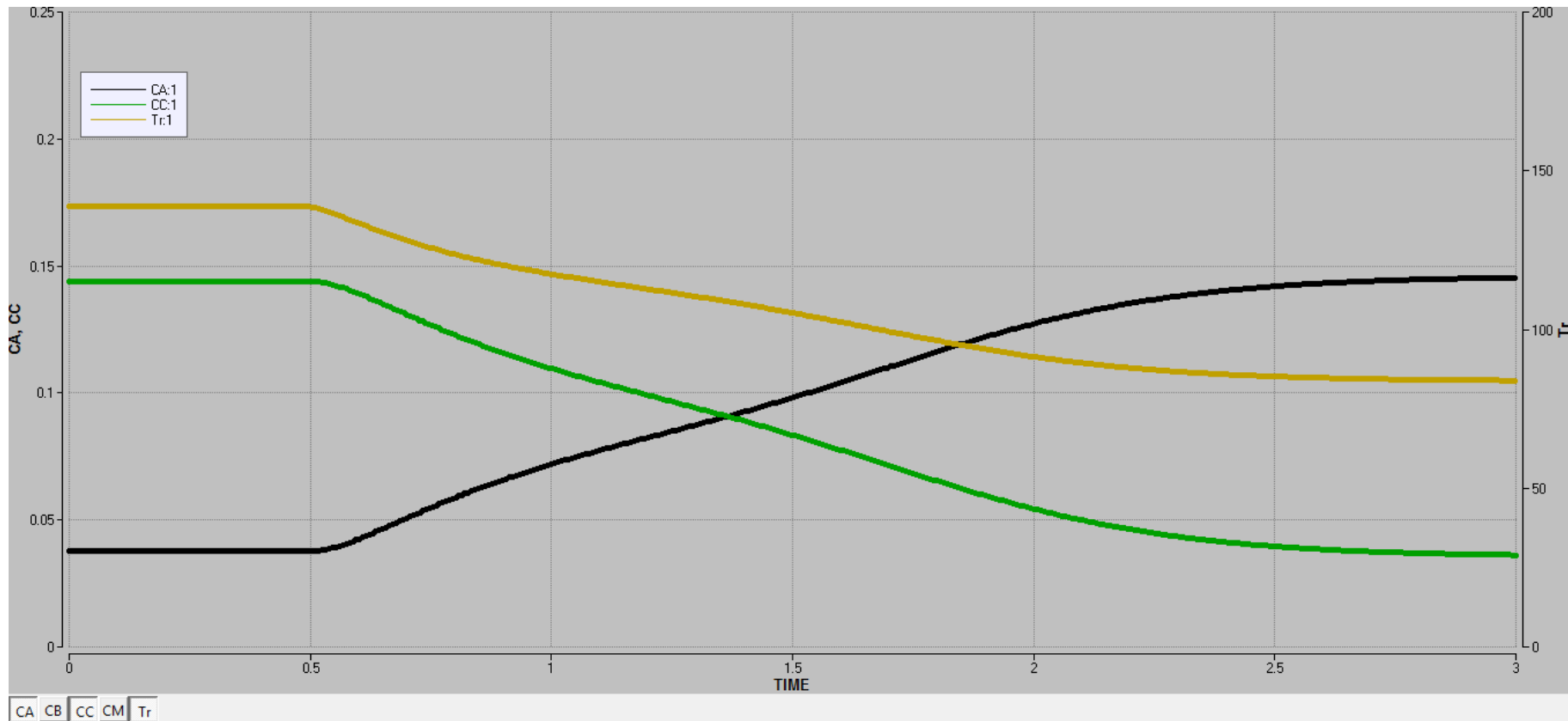
% Análisis
function analizar(LX,LY,tpts,X,Y)
% Análisis de resultados. Funciones disponibles:
% exportar('resultados.csv',[{leyendas}])
% graficar({leyendas}, 'título', 'rótulo x', 'rótulo y', [limitesy])
% vector(leyenda)
exportar('resultados.csv', {'CA' 'CB' 'CC' 'CM' 'T'});
graficar({'CA' 'CC'}, 'Concentraciones vs. tiempo', 'h', 'lb-mol/ft^3', [0 0.2]);
graficar({'T', 'Tsp'}, 'Temperatura vs. tiempo', 'h', '°F', [30 200]);

% Determinación de temperatura máxima
[max_valor indice] = max(vector('T')); % Encuentra el valor máximo y su índice.
disp('Datos del pico de temperatura');
disp(['La temperatura máxima es ' num2str(max_valor) ' °F.']);
dt = tpts(2); % Es el delta t.
disp(['Ese valor se alcanza en ' num2str(tpts(indice)) ' ± ' num2str(dt) ' h.']);
endfunction % analizar

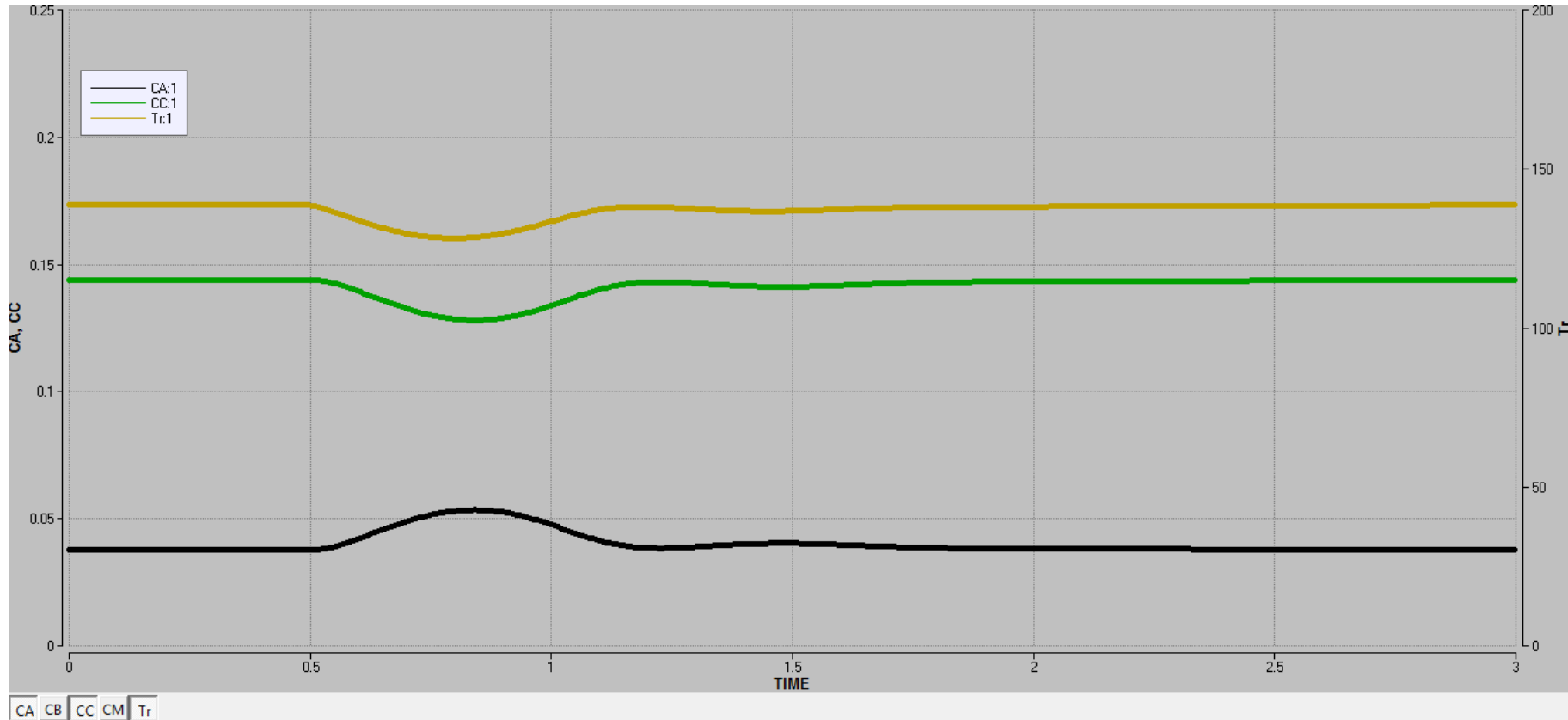
```

Verificar estado estacionario inicial.

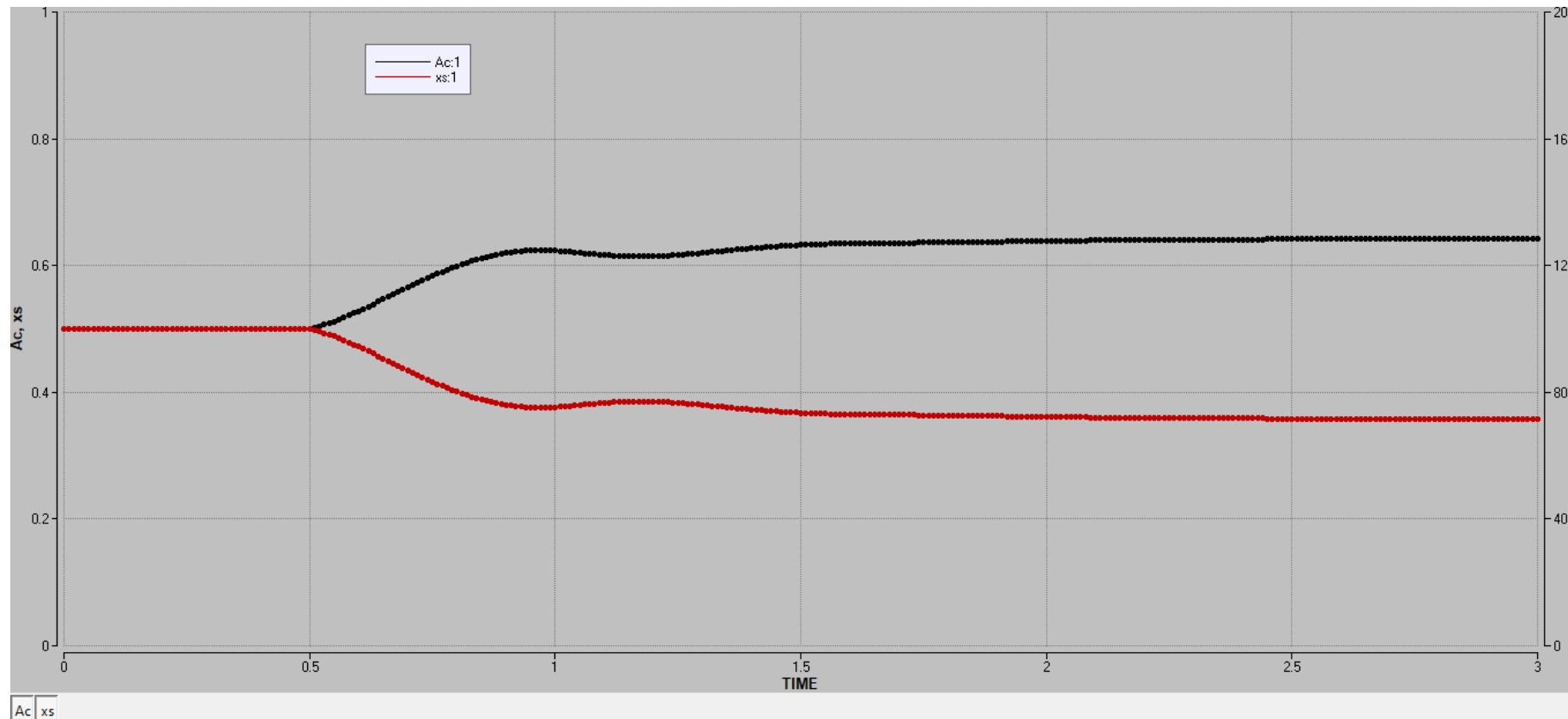
Sin CT,  $T_0 = 75 - \text{step}(5, 0.5)$



Con CT,  $T_0 = 75 - \text{step}(5, 0.5)$



Con CT,  $T_0 = 75 - \text{step}(5, 0.5)$



No hay saturación.

# Puesta en marcha sin CT

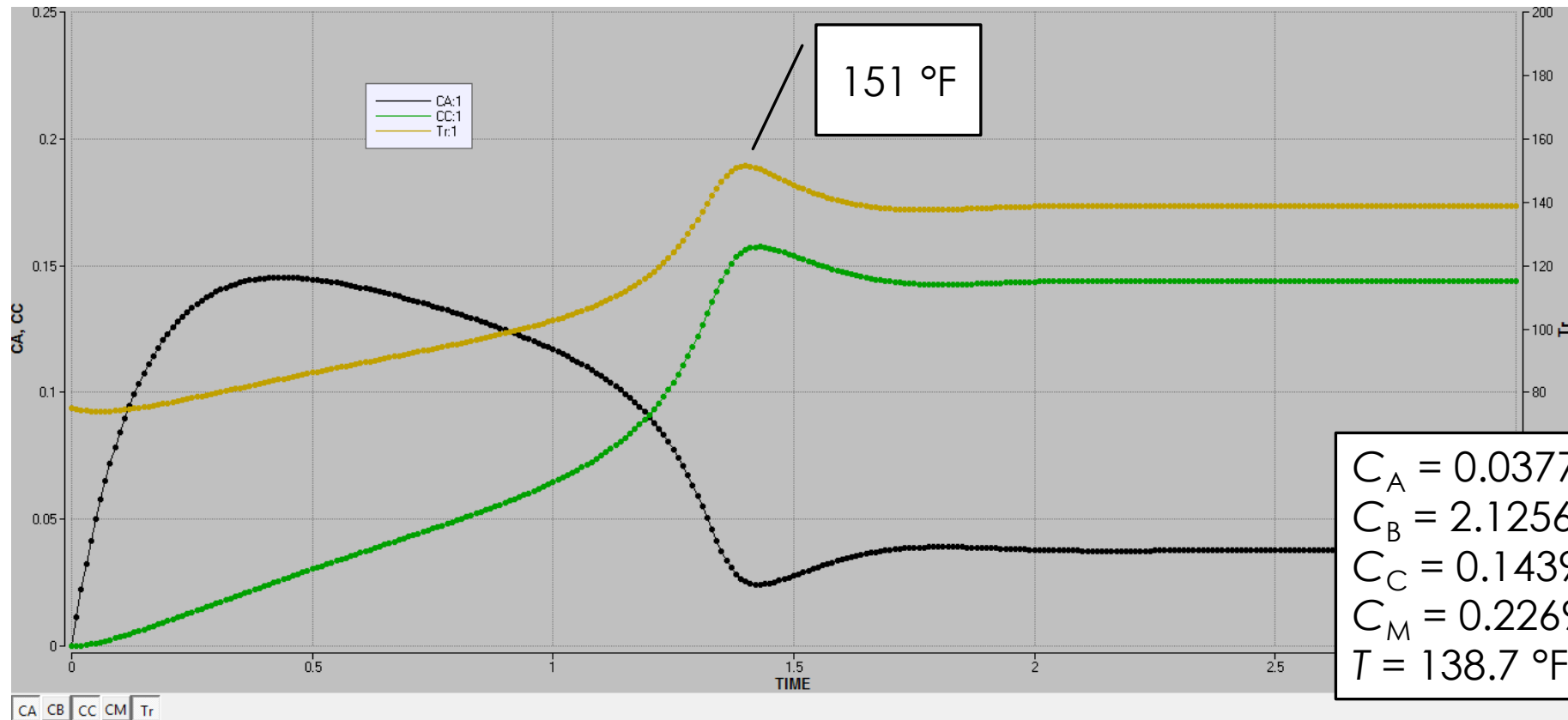
## Procedimiento

- Cargar agua a 75° F.
- Habilitar serpentín.
- Poner en modo manual CT.

## Simulación

- $C_A = 0$  lb-mol/ft<sup>3</sup>
- $C_B = 3.45$  lb-mol/ft<sup>3</sup>
- $C_C = 0$  lb-mol/ft<sup>3</sup>
- $C_M = 0$  lb-mol/ft<sup>3</sup>
- $T = 75$  °F
- $A_i(0) = 0$
- $K_p = 0$  °F<sup>-1</sup>

# Puesta en marcha sin CT



# Puesta en marcha con CT

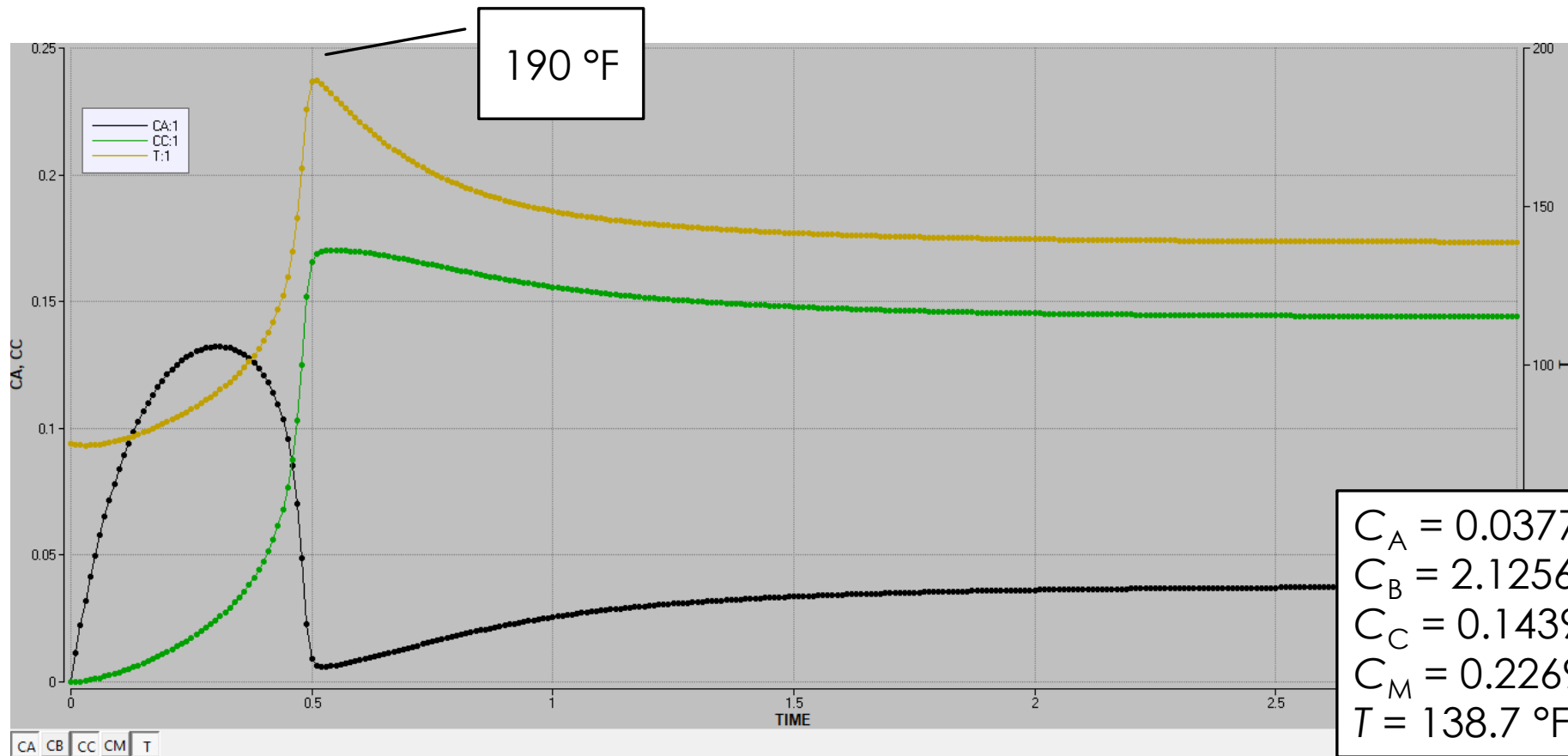
## Procedimiento

- Cargar agua a 75° F.
- Habilitar serpentín.
- Poner en modo automático CT.

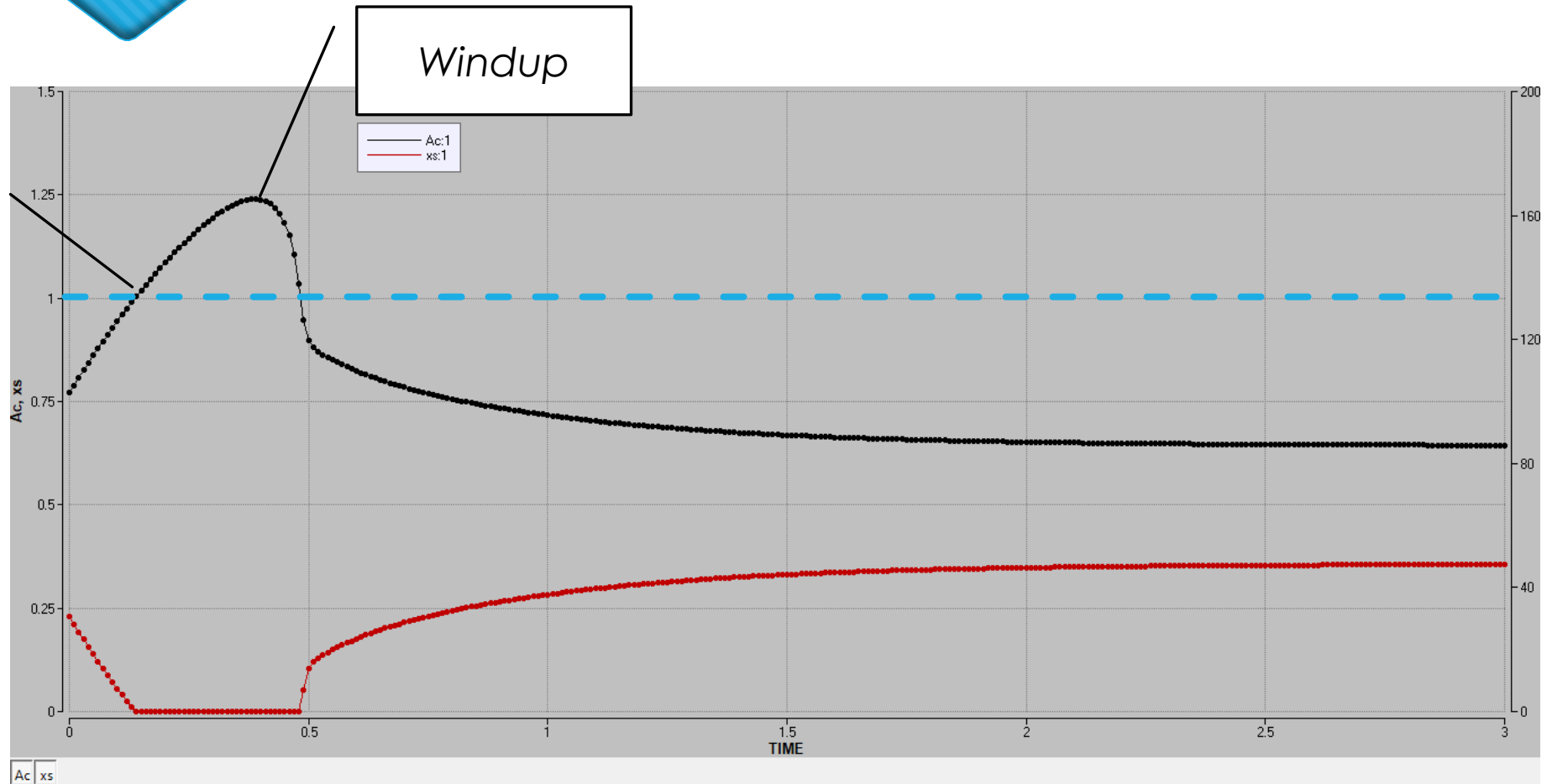
## Simulación

- $C_A = 0 \text{ lb-mol/ft}^3$
- $C_B = 3.45 \text{ lb-mol/ft}^3$
- $C_C = 0 \text{ lb-mol/ft}^3$
- $C_M = 0 \text{ lb-mol/ft}^3$
- $T = 75 \text{ }^\circ\text{F}$
- $A_i(0) = 0, K_p = 4.25 \times 10^{-3} \text{ }^\circ\text{F}^{-1}$
- $x_s > 1 \times 10^{-4}$

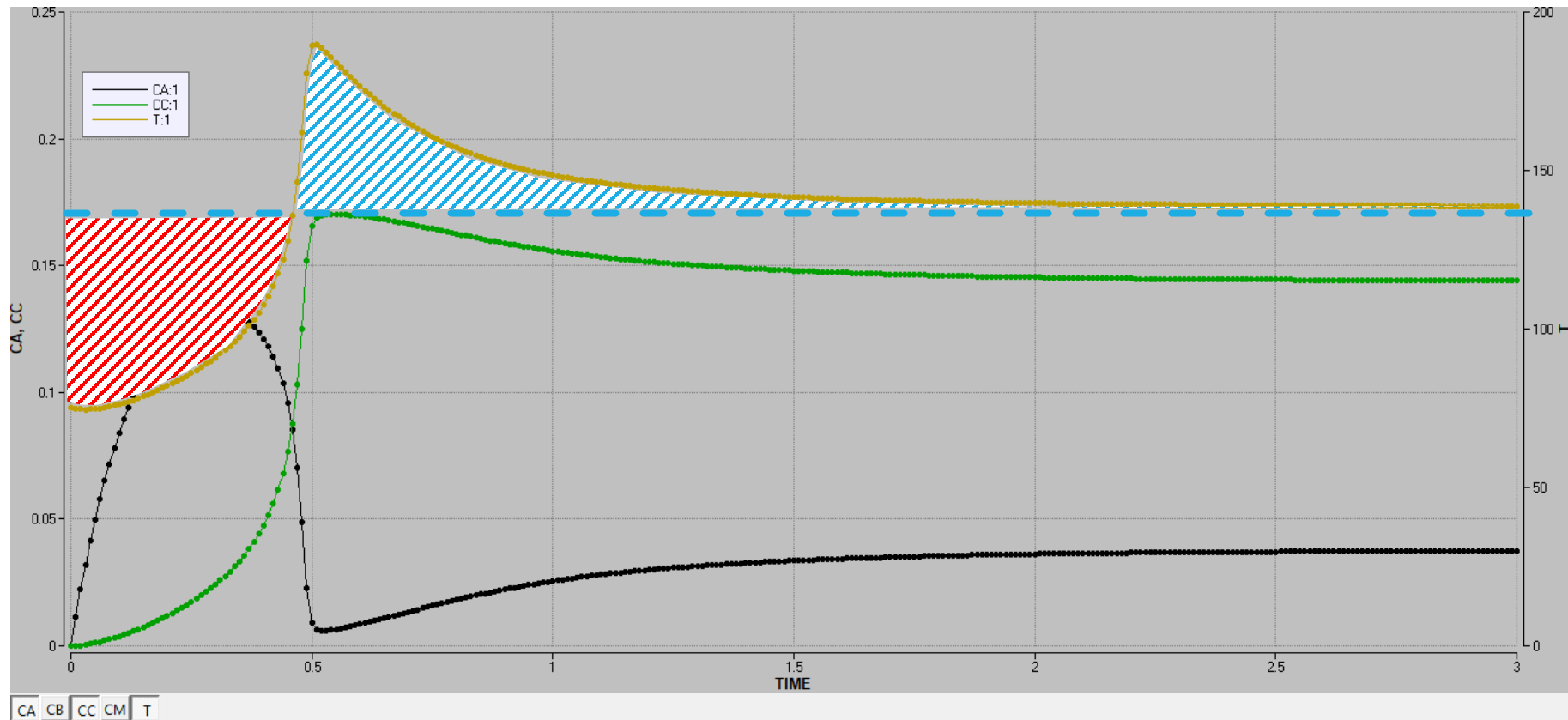
# Puesta en marcha con CT



# Puesta en marcha con CT

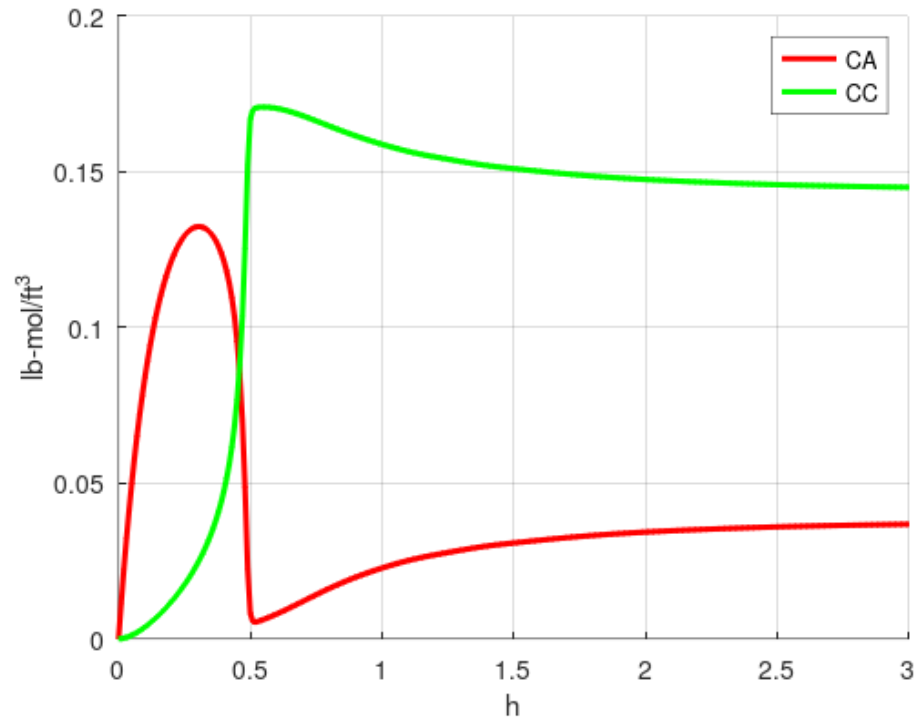


# Puesta en marcha con CT

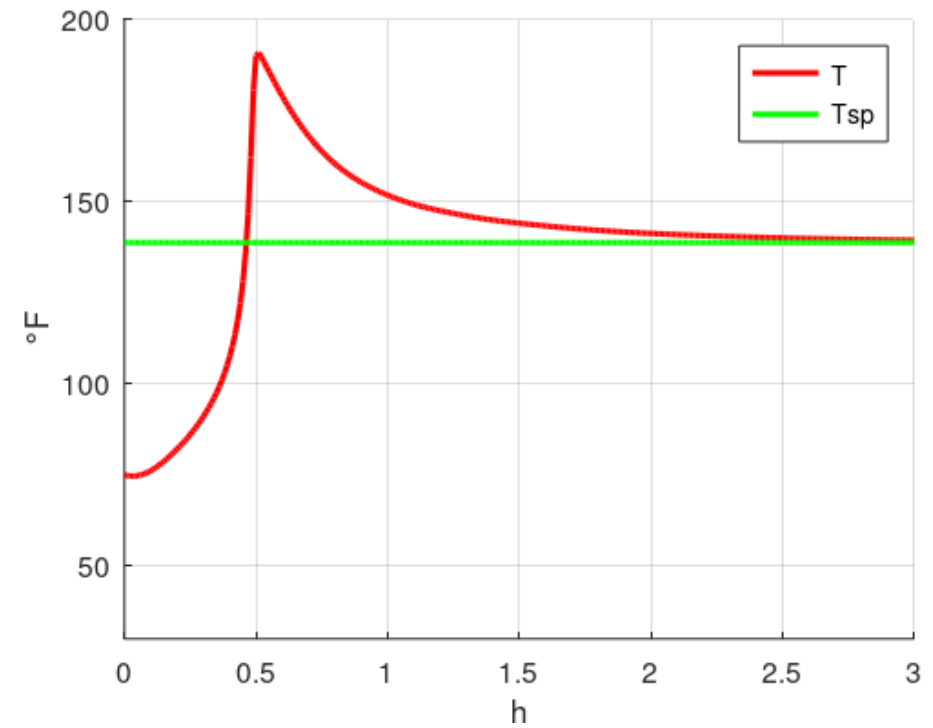


# Puesta en marcha con CT

Concentraciones vs. tiempo



Temperatura vs. tiempo



# Puesta en marcha

```
Resolvedor v01, 2025
```

```
Resolviendo el modelo...
```

```
Archivo exportado como "resultados.csv" en el directorio de trabajo.
```

```
Datos del pico de temperatura
```

```
La temperatura máxima es 190.7753 °F.
```

```
Ese valor se alcanza en 0.51 ± 0.01 h.
```

```
Simulación finalizada.
```

```
>>
```

# Mapa curricular de estabilidad de un CSTR

1. Reactor CSTR
2. Estabilidad
3. Puesta en marcha
4. Detención
5. *Runaway*
6. Control de temperatura
7. Modo regulador
8. Puesta en marcha