



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

CAMPUS D'ALCOI

DISSENY DEL SISTEMA DE CONTROL D'UNA COLUMNNA DE DESTILACIÓ

MEMORIA PRESENTADA PER:

AITOR CHAPARRO FULLANA

GRAU D'ENGINYERIA QUÍMICA

Directors del treball: SALVADOR CAYETANO CARDONA NAVARRETE
ADOLFO HILARIO CABALLERO

Convocatòria de defensa: SEPTEMBRE 2020

RESUM

En aquest treball apliquem la teoria dels balanços de matèria per dissenyar un model no lineal d'una columna de destil·lació i simulem el seu comportament amb Matlab.

Les dades extreïdes d'aquest model no lineal les identificarem i les validarem per extraure una aproximació lineal a aquest i el simularem per veure el seu comportament.

Amb aquest model dissenyarem un sistema de control PID per a controlar aquesta columna davant a diferents pertorbacions i canvis en la referència pel mètode de cancel·lació, utilitzant la teoria del lloc de les arrels. Amb el controlador farem diverses proves per al model lineal i per al no lineal.

PARAULES CLAU

Columna destil·lació; Matlab; Simulink; Control de processos

AGRAIMENTS

Primer que tot agrair als directors del treball Salvador C. Cardona Navarrete i Adolfo Hilario Caballero per tota la paciència que han tingut amb mi i tot el treball que han fet per ajudar-me.

També agrair als meus familiars i amics més pròxims tot el recolzament que he obrés i els ànims que he tingut per seguir amb aquest projecte, sobretot als meus companys durant el grau.

ÍNDEX

CAPÍTOL I - INTRODUCCIÓ	1
1. INDÚSTRIA 4.0	1
2. DESCRIPCIÓ DE LA PLANTA	2
3. CONROL PID	5
4. ESTRUCTURA DE LA MEMÒRIA	7
CAPÍTOL II – OBTENCIÓ DEL MODEL MATEMÀTIC	8
1. CÀLCUL DE LA VOLATILITAT RELATIVA	8
2. OBTENCIÓ DEL MODEL NO LINEAL EN TEMPS CONTINU	9
3. SIMULACIÓ DEL MODEL NO LINEAL EN TEMPS CONTINU	14
4. IDENTIFICACIÓ I VALIDACIÓ EL MODEL LINEAL	17
CAPÍTOL III – CONTROL DE LA COLUMNA	22
1. DISSENY DEL PID PER CANCEL·LACIÓ	22
2. CONTROL DEL MODEL LINEAL	26
3. CONTROL DEL MODEL NO LINEAL	27
CAPÍTOL IV - CONCLUSIONS	30
BIBLIOGRAFIA	I
ÍNDIX DE IL·LUSTRACIONS	II
ÍNDIX DE TAULES	III

CAPÍTOL I

INTRODUCCIÓ

1. INDÚSTRIA 4.0

Al llarg de la història, l'esser humà ha evolucionat considerablement, i no sols en aspecte, si no també en la forma de elaborar les coses necessàries per al seua vida diària. Des de la prehistòria fins a mitjans del segle XVIII, els humans s'han dedicat a la indústria de forma artesanal, és a dir, l'elaboració de productes a partir de les matèries primeres que disposaven. A finals d'aquest segle, va ocórrer un dels fets de més importància en aquest sector, conegut com a la primera revolució industrial basada en la introducció de la màquina de vapor en els processos industrials. Aquest va ser un procés de transformació tecnològica, econòmica i social, causant una millora en la capacitat de producció, que es va estendre per tot el món al llarg del segle XIX.

A principis del segle XX es produeix una segona revolució industrial, una evolució causada per la instauració de la producció en massa. A més, es va desenvolupar el motor de combustió, proporcionant una millora tant a nivell industrial com tecnològic amb la creació d'automòbils. A l'àmbit social-econòmic, aquesta època va ser protagonitzada pel moviment obrer.

El concepte de tercera revolució industrial naix de la mà de l'economista Jeremy Rifkin, una idea que naix a principis del segle XXI però que s'estava aplicant a la indústria des dels anys 70, concebuda amb la visió de decadència en les fonts d'energia no renovables, del nivell d'atur mundial i del preu de tots els productes. Aquesta revolució es caracteritza per utilitzar com a base la microelectrònica, el desenvolupament dels ordinadors y la creació de la Internet. A més, aquesta idea fomenta l'ús de les energies renovables.

La indústria 4.0, o quarta revolució industrial, naix a Alemanya l'any 2011 amb l'objectiu de d'augmentar la competitivitat de la indústria de fabricació a través de la integració de sistemes ciberfísics en els processos productius. Aquests es representen per màquines intel·ligents connectades entre elles per mig de la Internet. L'objectiu principal és la transformació digital de la indústria és la introducció d'aquests pilars fonamentals en les cadenes de producció:

- **Robots autònoms:** L'aplicació d'intel·ligència artificial en la robòtica ha generat assistents virtuals, anomenat *bots* o *charbots*, que cada vegada més han anat introduint-se en la indústria.
- **Simulació:** Actualment ja es fa ús de simulacions 3D de productes y processos. Però aquestes arribaran al punt de simular a temps real i reproduir en un model virtual. Amb aquest procés, els ordinadors podran fer proves i optimitzar les configuracions de les màquines de producció a l'hora de canviar el producte a produir, amb la finalitat de reduir els temps de parada.

- **Sistemes d'integració horitzontal i vertical:** Actualment, la majoria de sistemes de tecnologia de informació no estan integrats a la indústria, i la necessitat de comunicació entre alguns departaments és vital. Amb aquest punt es fa èmfasi en la cohesió de tots els departament.
- **Internet industrial dels objectes:** Hui per hui, en la majoria de cadenes de producció industrials sols tenen uns quants sensors i elements de control connectats en xarxa, generalment estan organitzats de forma piramidal, és a dir, aquests elements estan governats per un sistema de control global. Amb la internet dels objectes, molts més aparells estaran connectats en xarxa i es connectaran a través d'estàndards tecnològics. D'aquesta manera els dispositius podran comunicar-se entre ells i es podrà dur un control menys centralitzat, el que permet respostes a temps real.
- **Ciberseguretat:** Amb la necessitat de connectivitat i l'ús de protocols de comunicació que necessita la Indústria 4.0, es requereix una elevada protecció de les amenaces de ciberseguretat, per tant, son essencials tant les comunicacions segures com els sistemes de gestió de identitat dels usuaris.
- **Computació en el núvol:** Ja hi ha empreses que treballen directament en el núvol, amb aquesta tecnologia s'intenta reduir el temps de resposta dels robots per a un millor funcionament dels sistemes de producció.
- **Fabricació additiva:** Sempre s'han utilitzat prototips per veure realment la funció d'un producte que es vol fabricar. La fabricació additiva fa referència a l'elaboració de productes per addició de material, com per exemple una impressora 3D, amb la qual es poden dissenyar xicotets lots de productes per fer proves.
- **Realitat augmentada:** Aquesta eina està en procés de desenvolupament, però en un futur s'utilitzarà per a moltes tasques, com per exemple en el manteniment de maquinaria per tindre instruccions específiques de realitzar reparacions o per a la formació de nous treballadors abans d'entrar en contacte amb la planta real.
- **Big Data y Analytics:** Amb totes les pautes comentades abans, la planta tindrà una quantitat immensa de dades que gràcies a aquest sistema podran analitzar-se de forma exhaustiva i realitzar un diagnòstic per a utilitzar a l'hora de prendre decisions.

A dia de hui, hi ha moltes empreses que estan començant a implantar aquest sistemes de funcionament, però encara queda un llarg procés ja que aquestes tecnologies estan en desenvolupament i es necessita molta inversió per a aplicar-ho en plantes reals.

2. DESCRIPCIÓ DE LA PLANTA

Es defineix com a aigües residuals totes aquelles que son conseqüència de l'activitat urbana, agrícola o industrial. En aquestes, podem trobar diferents contaminants, des de compostos orgànics, fins a metalls pesats, substàncies no desitjades que son perjudicials per a la salut del medi que ens envolta. És per tot açò que les aigües residuals requereixen d'un tractament previ a ser abocades al medi, amb l'objectiu de reduir l'impacte ambiental. Per aquests fets, son molt importants les estacions depuradores d'aigües residuals (EDAR), les quals s'encarreguen de realitzar un conjunt de processos, tant físics, químics, com biològics, per a preservar la salut de l'aigua.

Un d'aquests processos, que és en el que es centrarem en aquest treball, és la separació de l'àcid acètic en l'aigua. Un dels processos per separar aquestes dues substàncies és mitjançant una columna de destil·lació per rectificació en plats.

La destil·lació és el mètode de separació per a mescles homogènies més important i més utilitzat en la indústria. El principi fonamental d'aquestes és la creació d'una zona de contacte entre dues fases de la mescla de partida, en aquest cas fases líquida i gasosa, per afavorir la transferència de matèria entre aquestes dues. Aquest traspàs de matèria requereix que el contacte estiga a les condicions requerides per a que el component que volem separar de la mescla líquida passe a la fase gasosa. La base per a dictar les condicions de la columna és observar l'equilibri líquid-vapor de la mescla, ja que aquest és el que dicta quina quantitat de matèria és transferida d'una fase a l'altra.

En aquest estudi, s'assumiran algunes simplificacions importants, per a començar, acceptarem que la volatilitat relativa de la mescla és constant durant tot el procés. Així, podem definir la volatilitat relativa com el coeficient entre la relació d'equilibri líquid-vapor dels dos components, donades una temperatura i una pressió, tal com s'exposa en la equació (1):

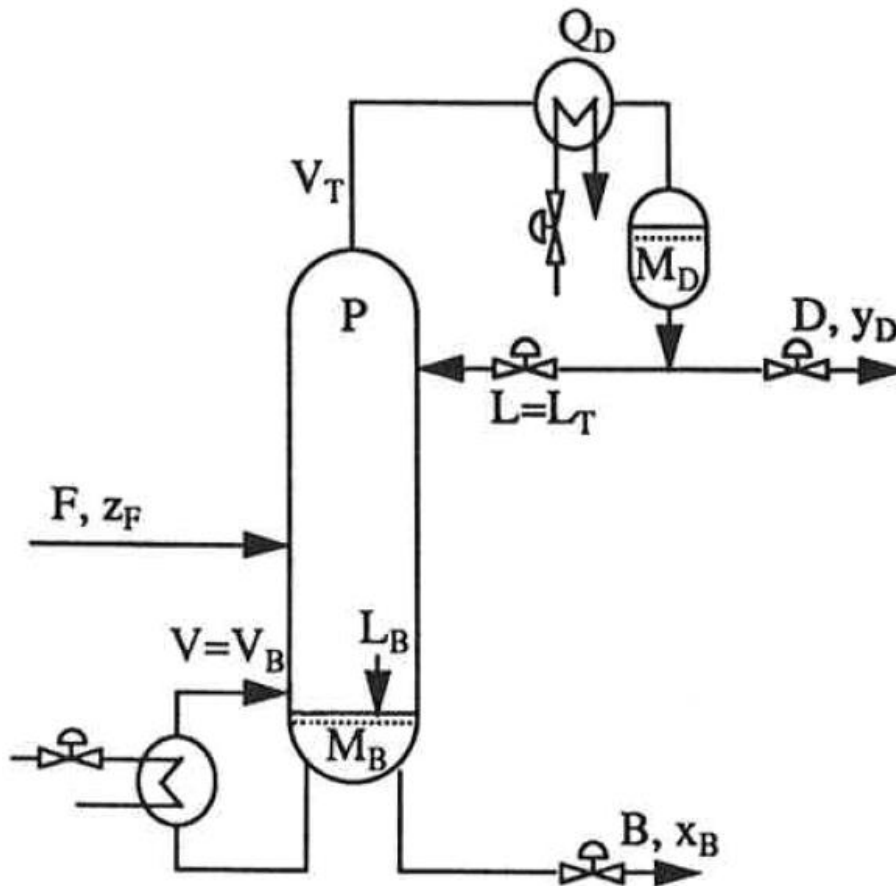
$$\alpha = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B} = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B} \quad (1)$$

Aquest coeficient no està tabulat per a totes les mescles, però es pot extraure a partir de dades experimentals d'equilibri de la mescla problema. Per poder treballar millor amb aquest paràmetre, utilitzarem una aproximació de l'equació (1) i l'adaptarem per tindre una funció matemàtica amb dues incògnites, que representaran l'equilibri líquid-vapor de la mescla.

$$\alpha = \frac{y/(1-y)}{x/(1-x)} \quad \rightarrow \quad y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (2)$$

Al assumir la forma constant de la volatilitat relativa, els elements termodinàmics es simplifiquen tots a la utilització d'aquest coeficient en les equacions del disseny.

Altra simplificació que prendrem és que els fluxos molars de la columna son constants, és a dir, no canvien d'un plat a l'altre. Aquesta ens resol moltes equacions del disseny i es simplifica el càlcul diferencial de la simulació de la columna.



Il·lustració 1: Esquema d'una columna de destil·lació

Aquesta columna conta de tres part principals, el cos de la columna on estan situats el plats on es realitza l'intercanvi de matèria entre les corrents de líquid i gas; el condensador, situat a la part superior de la columna, que s'encarrega de transformar en líquid el component més volàtil i així separar el component que volem destil·lar per a extraure'l i redirigir el que queda a la columna. De la mateixa manera, el calderí s'encarrega de transformar en vapor el component menys volàtil per redirigir-lo a la columna i poder extraure l'altre component. Un esquema d'una columna d'aquest tipus podem observar-la a la [Il·lustració 1](#).

Al no disposar d'una columna de destil·lació real, una part d'aquest treball es basa en la recerca d'un model apropiat per a simular el comportament d'aquesta. Per lo tant dissenyarem el model a partir de les especificacions i les dades d'operació recollides en la [Taula 1](#).

Plats columna	40
Plats totals	41
Plat d'alimentació	21
Caudal d'alimentació (kmol/min)	1.000
Fracció molar de l'alimentació (mol/mol)	0.500
Caudal líquid de la columna (kmol/min)	2.600
Caudal vapor de la columna (kmol/min)	3.206

Taula 1: Especificacions i dades d'operació de la columna.

Cal dir que en la Il·lustració 1: Esquema d'una columna de destil·lació *Il·lustració 1* observem que el calderí està situat a la base de la columna, per aquest motiu, en la *Taula 1* es conta com un plat més de la columna, i el condensador es compta per separat. Per últim, assumirem que tots els plats de la columna tenen la mateixa quantitat de substància, és a dir, que tenen la mateixa molaritat de cada component. També assumirem que la molaritat tant dels plats com la del condensador i el calderí son constants durant tot el procés. Aquestes estan reunides en la *Taula 2*.

Molaritat plats en la columna (kmol)	0.5
Molaritat en el condensador (kmol)	32.1
Molaritat en el calderí (kmol)	10.0

Taula 2: Molaritat de les parts de la columna.

3. CONROL PID

L'objectiu de tota planta química és convertir la matèria primera que ens arriba en el producte que volem de forma econòmica i segura. En el nostre cas la matèria primera seria la mescla d'aigua amb àcid acètic per separar ambdós productes. Per a fer-ho de forma segura cal una vigilància constant del procés per poder actuar a l'hora de corregir qualsevol problema que sorgisca. Gràcies a l'avanç tecnològic de la Indústria 4.0, podem realitzar ambdues accions, vigilància i correcció, de forma automàtica instal·lant un sistema de control, que ha de funcionar amb la finalitat de complir aquests objectius:

- Realitzar un funcionament segur i evitar accidents que puguin afectar als treballadors de la planta.
- Aconseguir un treball estable per a que el producte requerit no estiga fora de les especificacions exigides.
- Evitar que es violen les restriccions d'operació dels instruments per no deteriorar la seua integritat.
- Optimitzar el funcionament de la planta per aconseguir el màxim benefici.

Un sistema de control en defineix com un grup de dispositius electrònics connectats entre si per a realitzar les funcions de vigilància i correcció d'un sistema en concret. Cada sistema de control és únic, està dissenyat per a controlar una variable solament, però tots es basen en aplicar els mateixos conceptes. Necessiten una variable a controlar per mantenir-la en el punt que desitgem, anomenat punt de consigna o de referència. També necessiten una variable de control, amb la que actuaran per aconseguir el valor desitjat de la variable a controlar.

Encara que cada sistema de control siga únic, la gran part estan formats pels mateixos tipus de dispositius, aquests son:

- Sensor, que s'encarrega de extraure dades de la variable del sistema que volem controlar per a transferir-les al controlador.
- Controlador, qui compara la mesura que li arriba del sensor amb la mesura de referència que li s'ha configurat i calcula l'acció de control per rectificar les desviacions que hi puguin haver.
- Element de fi de control, que rep l'acció del controlador i l'aplica al sistema per a que corregisca la variable de control per aconseguir que la variable a controlar siga igual a la de referència.

Pel que fa als controladors, hi ha diferents tipus d'aquests depenent de la manera amb la que controlen cada sistema. El més senzill és el control lineal o proporcional (P), aquest s'utilitza per controlar sistemes lineals, és a dir, sistemes en el que l'eixida és directament proporcional a l'entrada, com es mostra en l'equació (3), on $u(t)$ és la senyal de control, $e(t)$ és la diferència entre l'eixida mesurada i la variable de consigna, i la variable K és una constant.

$$u(t) = K \cdot e(t) \quad (3)$$

Amb aquesta acció podem veure que quan major siga K , menor serà la desviació de les senyals i major la velocitat de resposta, però no pot eliminar l'error en règim permanent davant d'escalons, per tant s'ha d'implementar una altra acció per a fer tal cosa. Un altre tipus de seria el controlador amb acció proporcional-integral (PI), aquest calcula ambdues accions i les suma per a traure una resposta, com es mostra en l'equació (4).

$$u(t) = K \cdot e(t) + \frac{K}{T_i} \int_0^t e(t) dt \quad (4)$$

Aquesta acció integra la variable T_i , que fa referència al temps integral, i que al reduir el seu valor augmenta l'acció integral, que aconseguix controlar el sistema davant a les entrades en escaló. La combinació de l'acció proporcional i l'acció integral augmenta la velocitat de resposta del regulador. Però en algunes ocasions, el controlador deixa d'actuar sobre el sistema però es manté l'efecte de l'aplicació. Una solució és aplicar un altra acció al controlador, d'aquesta forma s'aconsegueix un regulador proporcional-integral-derivatiu (PID).

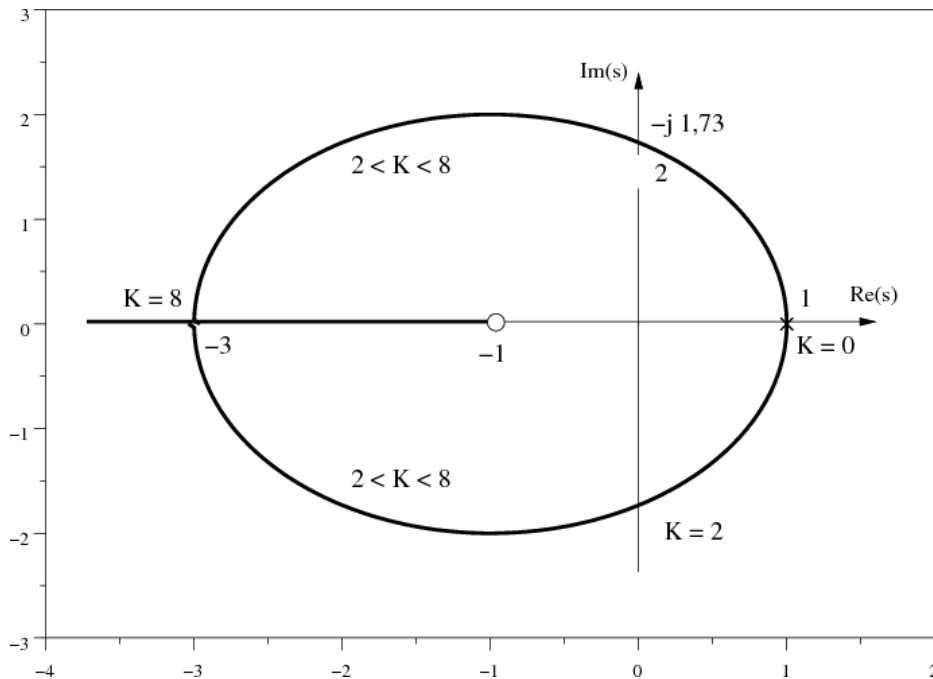
$$u(t) = K \cdot e(t) + \frac{K}{T_i} \int_0^t e(t) dt + K \cdot T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (5)$$

En l'equació (5) es veu com aquests controls son la suma de les diferents accions, en aquesta última s'inclou el paràmetre T_d , que anomenem temps derivatiu. Amb aquesta acció corregim les inèrcies que crea el regulador i aconseguim una acció que prediu el comportament del sistema, utilitzant el valors de les derivades per a calcular les pendents del sistema i anticipar-se al seu comportament.

En el cas que ens ocupa, aplicarem un control PID a la columna de destil·lació amb la finalitat de controlar al 100% el sistema. Al ser un disseny complex, no es podria fer ús solament de l'acció proporcional, i amb l'acció integral es crearan moltes inèrcies degudes als canvis del sistema, per tant ho rectificarem amb l'acció derivativa. Per a dissenyar aquest tipus de regulador, ens fixarem en la resposta d'un model lineal.

La resposta d'un sistema lineal depèn de la posició dels seus pols en el gràfic complex, és a dir, en un gràfic on en l'eix X s'inclou la part real del pol i en l'eix Y la part imaginària. Si coneixem els pols d'un sistema podem saber si és estable o inestable i podem estimar característiques de la seua resposta com ara el temps d'establiment. Al realimentar un sistema, els pols de llaç obert no son els mateixos que els de llaç tancat, son igual en nombre però tenen diferents posicions depenent del guany estàtic del regulador.

El lloc geomètric de les arrels en un mètode que ens permet identificar la posició dels pols de llaç tancat per mitjà de mètodes gràfics. L'avantatge d'utilitzar aquest mètode es que no cal calcular els pols de la funció de transferència, ja que podem encontrar la seua posició gràficament. En aquest mètode també podem trobar els zeros de la planta, aquests son pols d'una funció de transferència però que s'entrenen el numerador d'aquesta, no com en pols que els trobem al denominador. Un exemple el podem trobar a la *Il·lustració 2* on veiem que aquest sistema te un pol doble de llaç obert en les coordenades $(1,0)$ i un zero en les coordenades $(-1,0)$.



Il·lustració 2: Lloc geomètric de les arrels d'un sistema amb un pol doble i un zero.

Observem que es crea un espècie d'el·lipse, on els bordes d'aquesta son les posicions que tindran els pols de llaç tancat variant el guany del regulador. Una de les coses importants d'aquest mètode es que els pols de llaç tancat situats a la part positiva de l'eix X crearan inestabilitats en els sistema, per tant a l'hora de encontrar aquests pols, cal tenir en compte el guany constant per a que no es creen inestabilitats en la resposta de la planta.

4. ESTRUCTURA DE LA MEMÒRIA

Aquesta memòria s'estructura en diferents capítols on explicarem diversos temes en cadascun d'ells:

En el *Capítol II* és mostra el disseny del model no lineal que hem realitzat de la columna de destil·lació i es realitza la seua simulació, també es realitza la identificació del sistema per extraure un model linealitzat del de la columna i la validació d'aquest per al disseny del regulador.

En el *Capítol III* podem observar el disseny del controlador per al model de la columna i les diferents simulacions dels models lineal i no lineal integrant el regulador que prèviament s'ha dissenyat.

En el *Capítol IV* es recullen les conclusions obtingudes amb aquest estudi i possibles millores.

Pel que fa al disseny de la memòria, aquesta està dissenyada per a ser una memòria digital, amb referències creuades i hipervincles que redirigeixen al lector allí on fan referència.

CAPÍTOL II

OBTENCIÓ DEL MODEL MATEMÀTIC

Per poder dissenyar el sistema de control, caldria fer proves en la planta que es vol controlar, però en molts casos, estes proves son molt costoses, per aquest motiu es treballa amb models aproximats dels sistemes a controlar. El primer pas per a l'obtenció del model de la columna de destil·lació és analitzar la mescla que volem separar, en aquest cas, aigua i àcid acètic.

1. CÀLCUL DE LA VOLATILITAT RELATIVA

Tal com s'explica en el capítol anterior, la volatilitat relativa és el paràmetre que ens ajudarà a separar els dos components de la mescla. Aquest paràmetre no està tabulat en bibliografia, per tant farem un ajust de paràmetres amb l'eina *solver* del programa *Microsoft Excel* per traure el valor a partir de dades experimentals extretes del *Dortmund Data Bank* (1) i utilitzant l'equació (2).

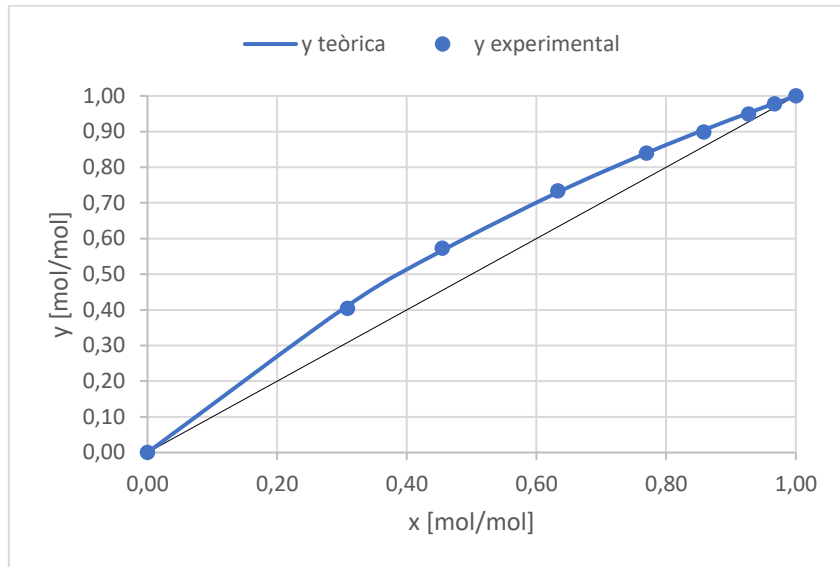
ALFA	1,56679
------	---------

T (K)	x experimental	y experimental	y teòrica	(yexp-yteor) ²
353,05	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
344,45	0,30840	0,40400	0,41130	0,00005
343,05	0,45460	0,57300	0,56634	0,00004
341,45	0,63300	0,73370	0,72990	0,00001
340,65	0,76990	0,83960	0,83980	0,00000
340,05	0,85780	0,89920	0,90432	0,00003
339,85	0,92700	0,94930	0,95214	0,00001
339,55	0,96700	0,97790	0,97868	0,00000
339,55	1,00000	1,00000	1,00000	0,00000
SUMA				0,00015

Taula 3: Dades experimentals d'equilibri de la mescla d'àcid acètic i aigua i les dades per a l'ajust del paràmetre alfa.

En la *Taula 3* es mostren en les tres primeres columnes les dades experimentals que utilitzarem per calcular el paràmetre alfa, la temperatura en la primera, la fracció molar del líquid en la segona y la fracció molar del vapor en la tercera. La quarta columna aplicarem les dades de la segona columna a l'equació (2) per traure una fracció molar teòrica de la part gasosa. Amb aquests dos resultats realitzarem una diferencia elevada al quadrat, que podem veure a la cinquena columna, per a després amb l'eina "solver", ajustar aquesta al mínim variant el paràmetre alfa per a que s'aproxime el resultat

de la quarta columna a les dades experimentals de la tercera. Una vegada finalitzat el procés, el paràmetre alfa seria el òptim per a realitzar el disseny de la columna.



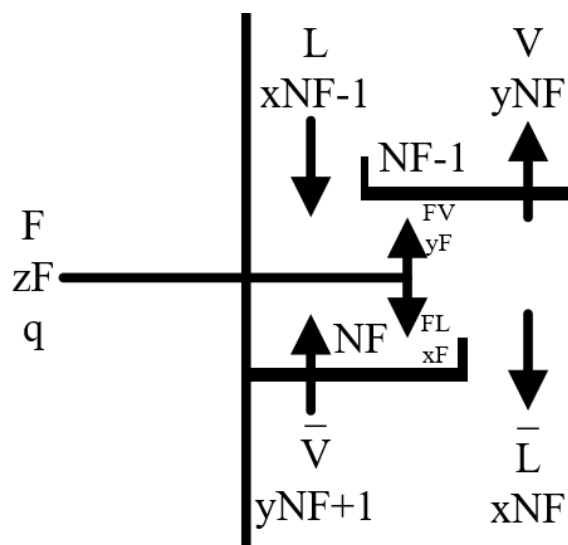
Il·lustració 3: Gràfic de les dades d'equilibri de la mescla d'àcid acètic i aigua.

En la *Il·lustració 3* observem la representació en punts de les dades experimentals extretes de la bibliografia, i la gràfica resultant de les dades teòriques calculades amb l'ajust.

2. OBTENCIÓ DEL MODEL NO LINEAL EN TEMPS CONTINU

Com hem comentat abans la columna de treball està composta d'un total de 41 plats, 39 dins de la columna més el calderí i el condensador a la part superior d'aquesta, a més la corrent d'alimentació entra dins de la columna entre el plat 20 i 21, és a dir, la part líquida de la corrent entra dins del plat 21 i la part gasosa de la corrent al plat 20 com es veu en la

Il·lustració 4.



Il·lustració 4: Diagrama de l'entrada de la corrent d'alimentació.

Per tant el model constarà de 41 balanços de matèria, un per cada plat de la columna, a més del balanç de matèria de la corrent d'alimentació necessari per poder definir les corrents d'aliment en forma líquida i en forma de vapor.

Balanç de matèria de l'alimentació

Definim el balanç de matèria total i per component de la corrent d'alimentació:

$$F = F_V + F_L \quad (6)$$

$$F \cdot z_F = F_V \cdot y_F + F_L \cdot x_F \quad (7)$$

El factor q s'utilitza per a definir la fracció de l'alimentació líquida, és a dir, quan $q = 1$ tota la corrent d'alimentació F és líquida:

$$c = (1 - q) \cdot F \quad (8)$$

Balanços de matèria totals de les corrents se la columna

Com hem admès la suposició de que totes les corrents dins de la columna son iguals, podem reduir el càlcul dels balanços de matèria totals als següents:

- Condensador:

$$V - L - D = 0 \quad (9)$$

- Plats superiors (1 a NF-2):

$$V + L - V - L = 0 \quad (10)$$

- Plat NF-1:

$$V + L + F_V - \bar{V} - L = 0 \quad (11)$$

- Plat NF:

$$\bar{V} + L + F_L - \bar{V} - \bar{L} = 0 \quad (12)$$

- Plats inferiors (NF+1 a N):

$$\bar{V} + \bar{L} - \bar{V} - \bar{L} = 0 \quad (13)$$

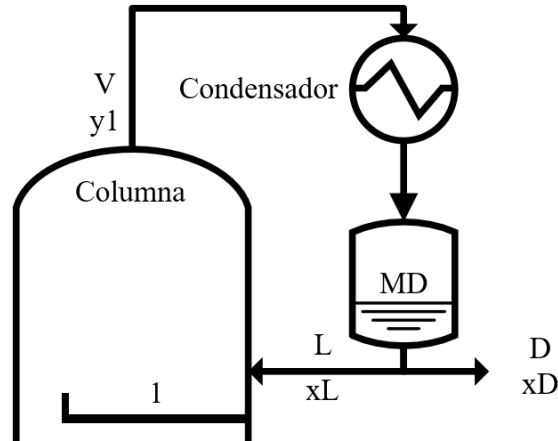
- Calderí:

$$\bar{L} - \bar{V} - W = 0 \quad (14)$$

Resolent aquestes equacions podem definir totes les corrents de la següent manera:

$$\begin{aligned} \bar{L} &= L + F_L & V &= \bar{V} + F_V \\ D &= V - L & W &= \bar{L} - \bar{V} \end{aligned}$$

Balanç de matèria per component del condensador



Il·lustració 5: Diagrama del condensador.

Si observem la *Il·lustració 5* podem definir un balanç de matèria del component que volem destil·lar del condensador:

$$V \cdot y_1 - L \cdot x_1 - D \cdot x_D = M_D \cdot \frac{dx_D}{dt} \quad x_D(0) = x_{D,0} \quad (15)$$

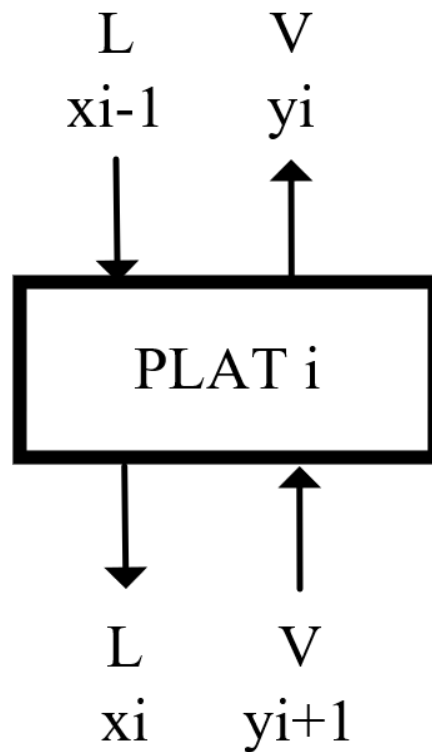
Com les corrents L i D son una bifurcació, la concentració d'aquestes tindrà el mateix valor, per tant podem dir que:

$$x_L = x_D$$

Balanç de matèria per component dels plats superiors a l'alimentació (1 a NF-2)

Per definir els balanços de cada plat de la columna es realitza un diagrama de blocs, com veiem en la *Il·lustració 6*, que fa referència a l'estructura de tots els plats de la columna des del plat 1 fins el plat NF-2. Es representa l'equació diferencial genèrica per a tots els plats d'aquest interval:

$$L \cdot x_{i-1} + V \cdot y_{i+1} - L \cdot x_i - V \cdot y_i = M_i \cdot \frac{dx_i}{dt} \quad x_i(0) = x_0 \quad (16)$$



Il·lustració 6: Diagrama de blocs dels plats superiors ($i = 1:NF-2$).

Balanç de matèria per component del plat NF-1

Com es pot observar en la

Il·lustració 4, al plat superior de l'alimentació (NF-1) se li afegeix una entrada de vapor que ve de l'alimentació, per tant hem d'aplicar aquesta corrent a en l'equació diferencial del plat:

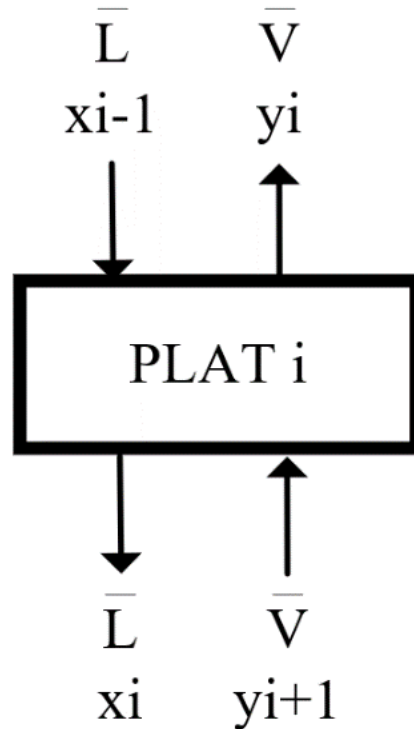
$$L \cdot x_{NF-2} + V \cdot y_{NF} + F_V \cdot y_F - L \cdot x_{NF-1} - \bar{V} \cdot y_{NF-1} = M_{NF-1} \cdot \frac{dx_{NF-1}}{dt} \quad x_{NF-1}(0) = x_{NF-1,0} \quad (17)$$

Balanç de matèria per component del plat NF

Per al plat de l'alimentació (NF) tenim el mateix problema que en l'anterior, la part líquida de l'alimentació entra en aquest plat, per tant afegirem la corrent amb la fracció del component que volem destil·lar a l'equació:

$$L \cdot x_{NF-1} + \bar{V} \cdot y_{NF+1} + F_L \cdot x_F - \bar{L} \cdot x_{NF} - \bar{V} \cdot y_{NF} = M_{NF} \cdot \frac{dx_{NF}}{dt} \quad x_{NF}(0) = x_{NF,0} \quad (18)$$

Balanç de matèria per component dels plats inferiors a l'alimentació (NF+1 a N)



Il·lustració 7: Diagrama de blocs dels plats inferiors (i = NF+1:N).

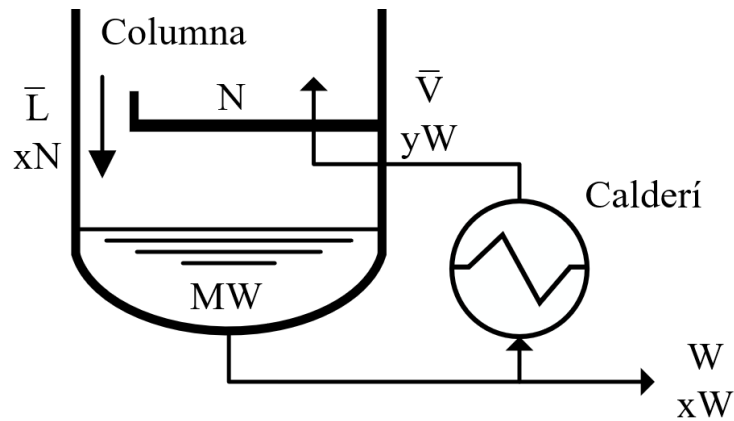
El cas dels plats inferiors s'explica amb el diagrama de blocs representat en la *Il·lustració 7*, que representa al conjunt de plats entre el plat NF+1 i el plat N, expressat de forma genèrica amb l'equació:

$$\bar{L} \cdot x_{i-1} + \bar{V} \cdot y_{i+1} - \bar{L} \cdot x_i - \bar{V} \cdot y_i = M_i \cdot \frac{dx_i}{dt} \quad x_i(0) = x_0 \quad (19)$$

Balanç de matèria per component del calderí

Amb el balanç de matèria dels components del calderí podem calcular la fracció molar de l'eixida, en la *Il·lustració 8* podem veure l'esquema que del calderí amb el qual s'ha obtingut l'equació diferencial:

$$\bar{L} \cdot x_N - \bar{V} \cdot y_W - W \cdot x_W = M_W \cdot \frac{dx_W}{dt} \quad x_W(0) = x_{W,0} \quad (20)$$

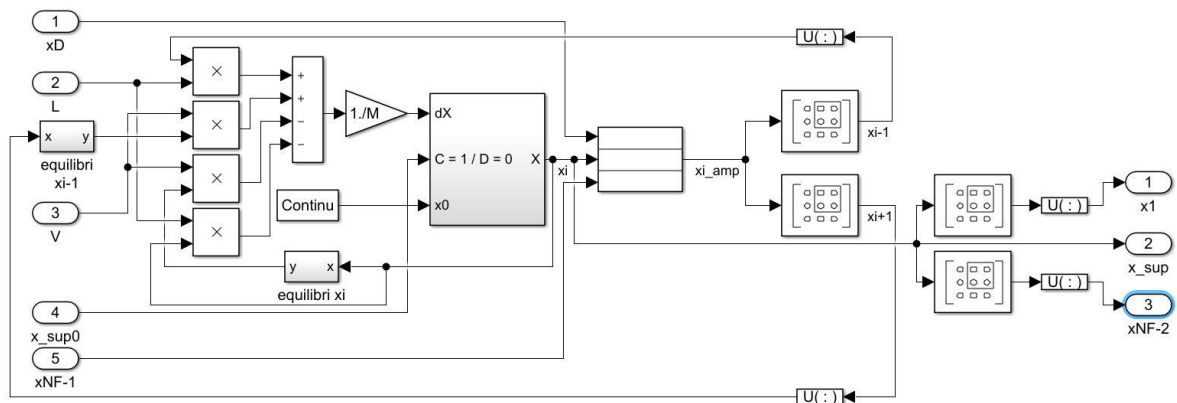


Il·lustració 8: Diagrama del calderí.

3. SIMULACIÓ DEL MODEL NO LINEAL EN TEMPS CONTINU

Per a realitzar la simulació del sistema farem ús de l'eina *Simulink* integrada dins del programa *Matlab*. Aquesta es basa en la construcció d'un diagrama de blocs que resolga el sistema d'equacions diferencials de forma senzilla. També es podria fer directament amb el compilador de *Matlab*, però a l'hora d'aplicar el regulador per a controlar el nostre sistema ho farem amb *Simulink*, per tant és millor treballar directament amb el programa que anem a utilitzar més endavant.

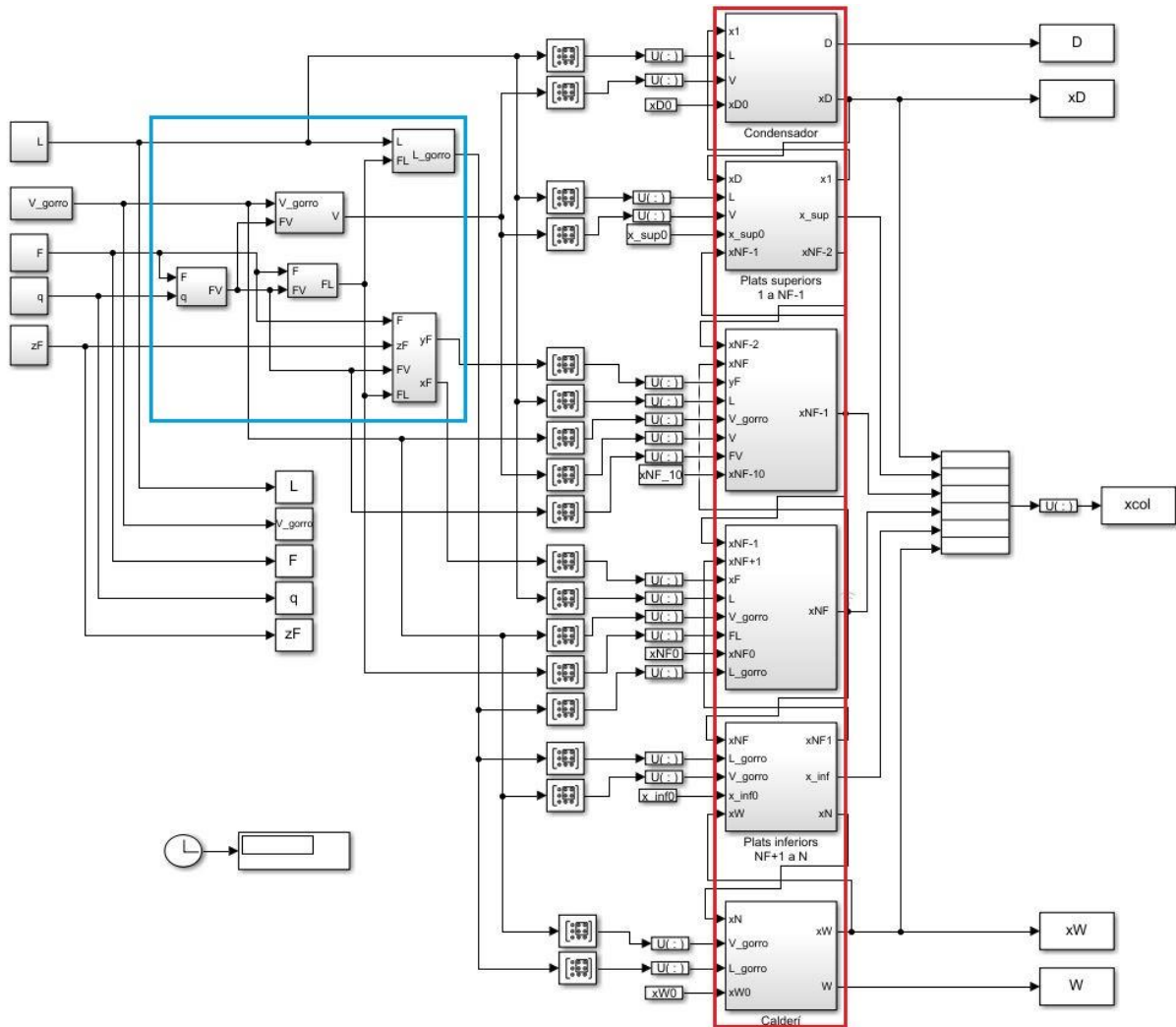
En el cas que ens ocupa, el diagrama de blocs serà bastant complicat ja que treballarem amb moltes equacions diferencials, una per cada plat de la columna. Ho podem comprovar en la *Il·lustració 9* on es veuen el diagrama de blocs necessari per a calcular l'equació diferencial equivalent a l'equació (16).



Il·lustració 9: Diagrama de blocs dels plats superiors

En aquesta imatge es mostra solament la forma que tindrien les equacions diferencials dels plats superiors, que equival a l'interval entre el plat 1 i el plat $NF-2$. En el cas dels plats inferiors, l'estructura es la mateixa però canviariem les variables d'entrada i d'eixida. En els plats d'alimentació mantindríem la mateixa estructura introduint les variables d'alimentació F i zF . Quan parlem del condensador o del calderí l'estructura dels blocs seria un poc diferent perquè no hi ha tantes variables en el balanç. El diagrama de blocs total de la columna es mostra en la *Il·lustració 10*, on podem observar els diferents blocs que hem explicat abans.

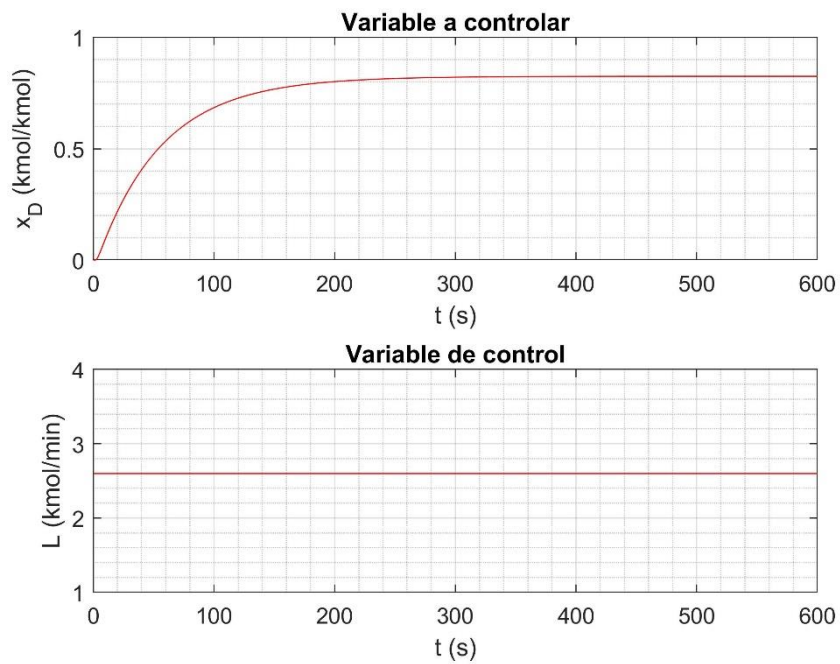
Al diagrama podem diferenciar uns blocs més grans que la resta marcats amb un quadre de color roig, ordenats en una especie de columna, aquests representen els blocs de les equacions diferencials, des del condensador a la part de dalt fins al calderí a la part de baix.



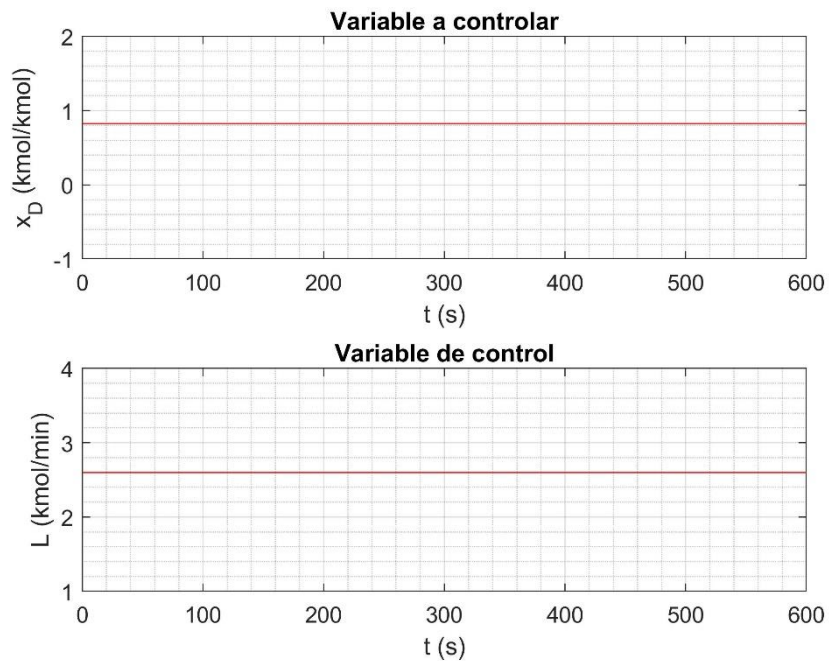
Il·lustració 10: Diagrama de blocs del model.

També podem apreciar uns altres blocs emmarcats amb un quadre blau, aquests fan referència a les equacions dels balanços de matèria totals, necessaris per a resoldre les corrents D i W . La resta de blocs són necessaris per a poder executar tot aquest diagrama des de l'eina *Matlab*, ja que per a rectificar dades és molt més senzill. El resultat de la simulació el podem veure a la [Il·lustració 11](#).

Podem apreciar que el model es tracta d'un sistema de primer ordre amb retard pur, també observem que tarda aproximadament 300 segons en establitzar-se per complet, és a dir, tarda tot aquest temps en que la concentració en la corrent de destil·lat arribi al seu règim estacionari, el valor del qual és 0.8251 kmol/kmol . Per a facilitar el treball del controlador, nosaltres treballarem directament a l'estat estacionari com es mostra en la [Il·lustració 12](#).

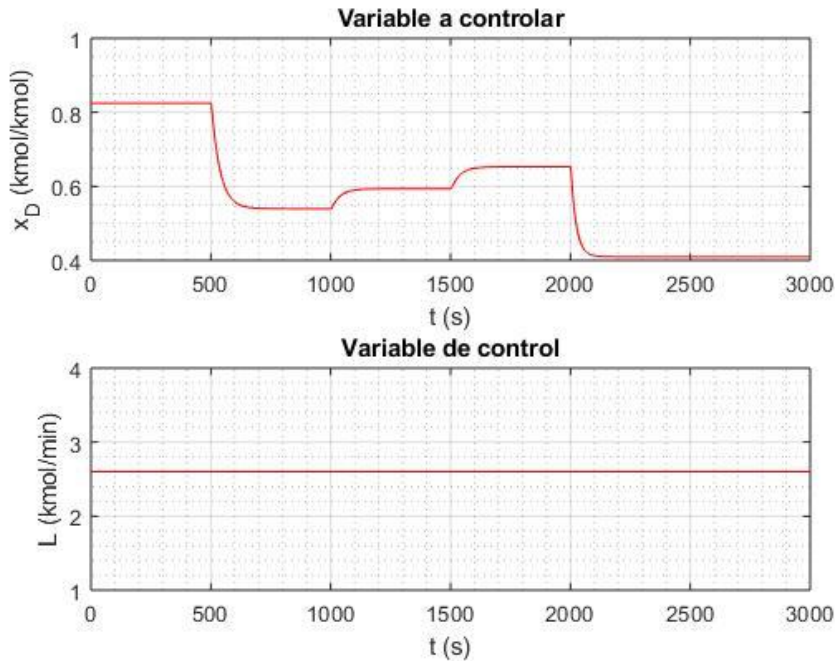


Il·lustració 11: Simulació del model amb condició inicial $x_0 = 0$



Il·lustració 12: Simulació del model en règim estacionari

En un sistema tant complex com una columna de destil·lació, es normal que algunes variables canvien amb el temps, ja siga per algun error de producció com per diferents situacions de la planta. Sabent açò, farem una simulació per veure com canvia el sistema en el règim nominal d'operació quan varien els paràmetres de l'alimentació o la corrent de gas que s'introdueix a la columna per part del calderí.



Il·lustració 13: Simulació del model no lineal amb pertorbacions.

S'observa en la _ com es comporta el sistema amb diferents pertorbacions. A $t = 500s$ es produeix una disminució de la concentració deguda a que hem augmentat un 10% el valor de la corrent de vapor que entra a la columna des del calderí. En $t = 1000s$ augmenta el valor de la variable a controlar, açò es deu a l'increment de caudal de la corrent d'alimentació. També es pot pertorbar el sistema si canvia la concentració del component que volem destil·lar en l'alimentació, s'observa que al augmentar esta concentració, la variable segueix augmentant, a $t = 1500s$. Per últim, a $t = 2000s$, configurem el factor q definit en l'equació (8) en 0.5, és a dir, la corrent F entre sent una mescla de líquid i vapor.

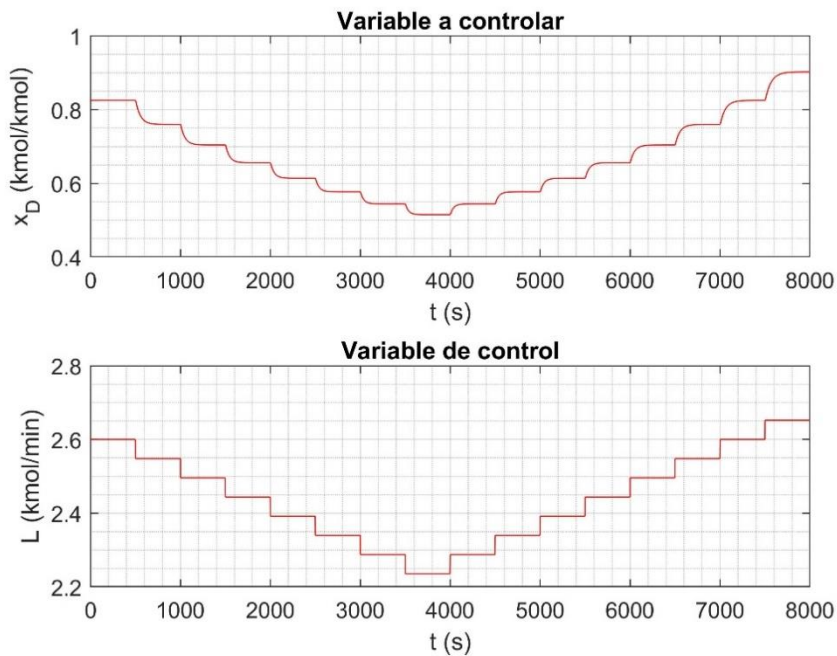
Una vegada sabem com es comporta el model que hem dissenyat tenim dues opcions, una seria linealitzar el model anterior per a obtindre un model lineal amb el que poder treballar, però degut a la complicació del model aquesta opció no seria l'adequada per la quantitat d'aproximacions que s'haurien de fer, per tant realitzarem la segona opció, que es tracta de identificar les dades de la simulació del model per a extraure una aproximació lineal d'aquestes i validar el model amb assajos aplicant escalons abans de que s'estabilitze els sistema.

4. IDENTIFICACIÓ I VALIDACIÓ EL MODEL LINEAL

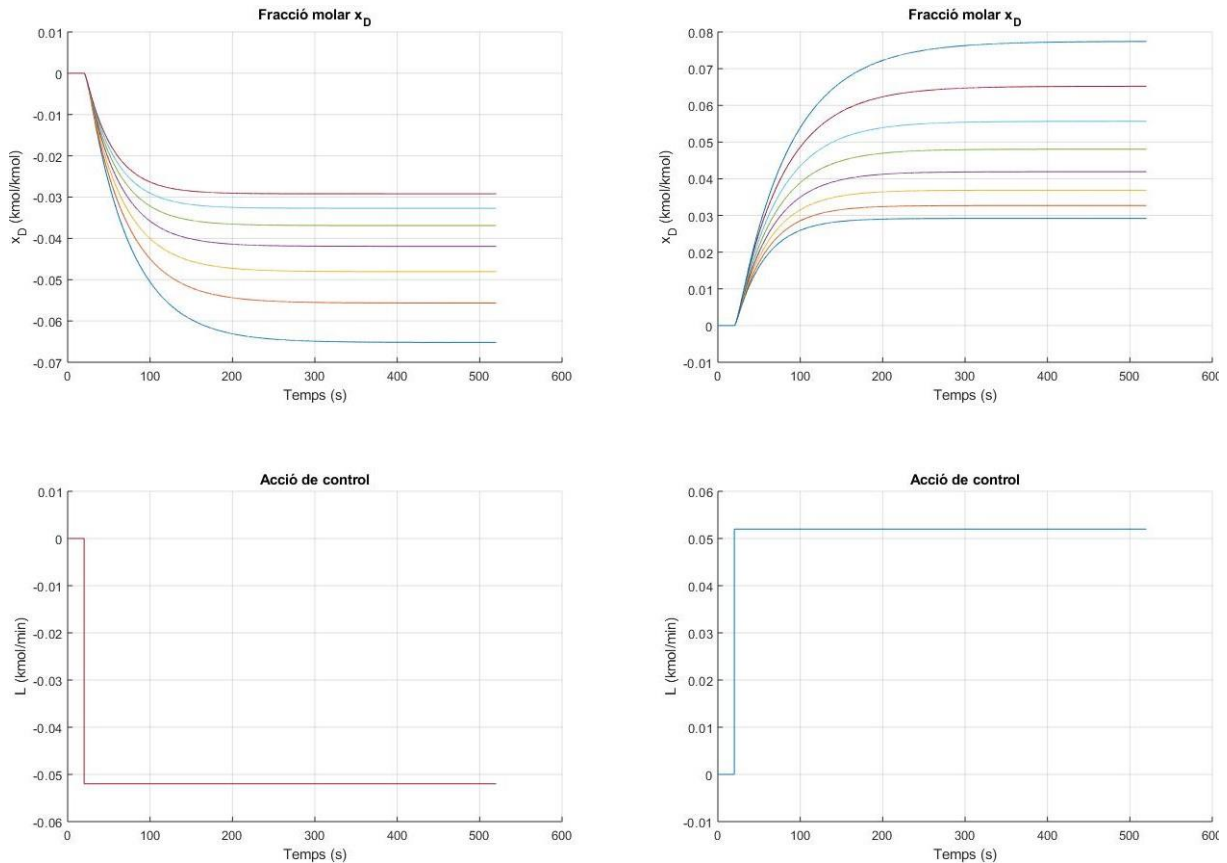
Per poder identificar necessitem que les dades que s'utilitzaran varien, per tant aplicarem escalons al model per veure com evolucionen amb el temps i poder identificar amb més exactitud. En la Il·lustració 11 s'aprecia que el sistema s'estabilitza als 300 segons, per tant, variarem l'acció de control cada 500 segons per donar marge a l'estabilització del sistema, i ho farem ampliant i reduint el valor de L en un 2%, primer disminuint la variable de control fins a un 12% del valor, on la variable a controlar arribarà quasi al valor de 0.5 kmol/kmol i després l'augmentarem fins que sobrepassi el nominal d'operació.

En la *Il·lustració 14* podem apreciar al gràfic de dalt la variable que volem controlar i baix com hem anat aplicant escalons a la variable que utilitzarem per a controlar el sistema. Si ens fixem bé, cada escaló té una resposta diferent en cadascun, és a dir, cada escaló té un guany diferent, això significa que el sistema no es comporta per a tots els valors de L igual, per tant no podem fer una identificació de tots els escalons alhora, haurem d'analitzar cada escaló per separat. Una mostra d'aquest fet la podem observar en la *Il·lustració 15*, on podem comprovar que efectivament cada escaló de la simulació és diferent.

En quant a la identificació, aproximarem el comportament de la columna dissenyada a una funció de transferència amb dues arrels, amb la intenció de facilitar el posterior disseny del controlador. Per comprovar la fiabilitat de l'aproximació, en la *Il·lustració 16* podem veure en les dues gràfiques de dalt, quin és el percentatge d'aproximació de cada escaló, on es pot apreciar que l'aproximació és quasi perfecta en cadascun dels escalons.



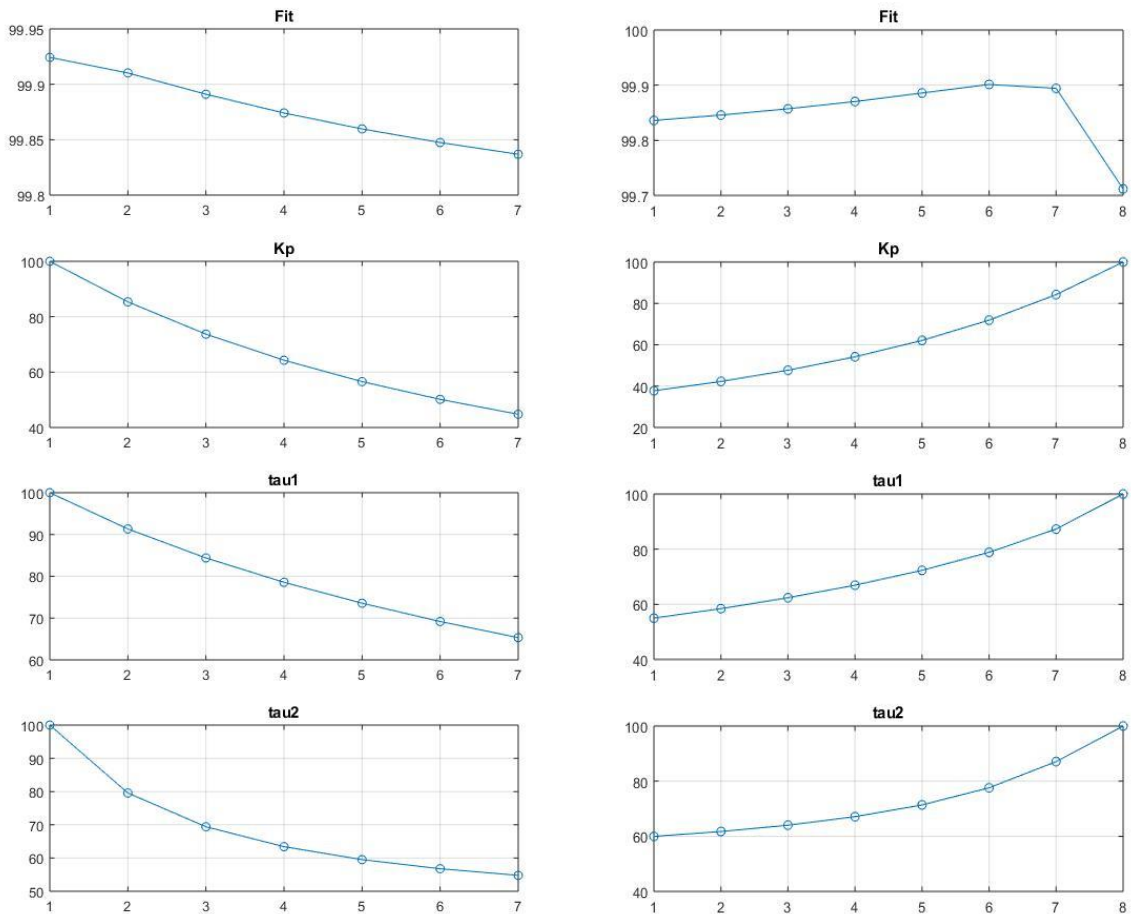
Il·lustració 14: Simulació del model aplicant escalons



Il·lustració 15: Comparació dels escalons de la simulació.

La resta de gràfics de la [Il·lustració 16](#) es pot observar una relació de les variables de la funció de transferència, en la segona fila podem veure el valor del guany estàtic de cada escaló, on s'aprecia que aquest és diferent per a cada escaló i varia amb l'acció de control. En la tercera i quarta fila tenim una relació dels valors de cada un dels pols que s'aproximen a cada escaló, observem que es comporten de manera similar a la constant proporcional.

Per al disseny del sistema de control necessitem fixar-se sols en una de les aproximacions i extraure els paràmetres del nostre sistema. Al no comportar-se igual, la identificació que fem per a un escaló no serà exacta per a la resta d'escalons, però serà molt aproximada per als que son propers a aquest, per tant ens fixarem amb els escalons més pròxims al règim nominal d'operació, és a dir, als escalons que envoltaran el valor de $x_D = 0.8251$, aquests son els primers escalons dels gràfics de l'esquerra i els últims dels gràfics de la dreta en la [Il·lustració 16](#).

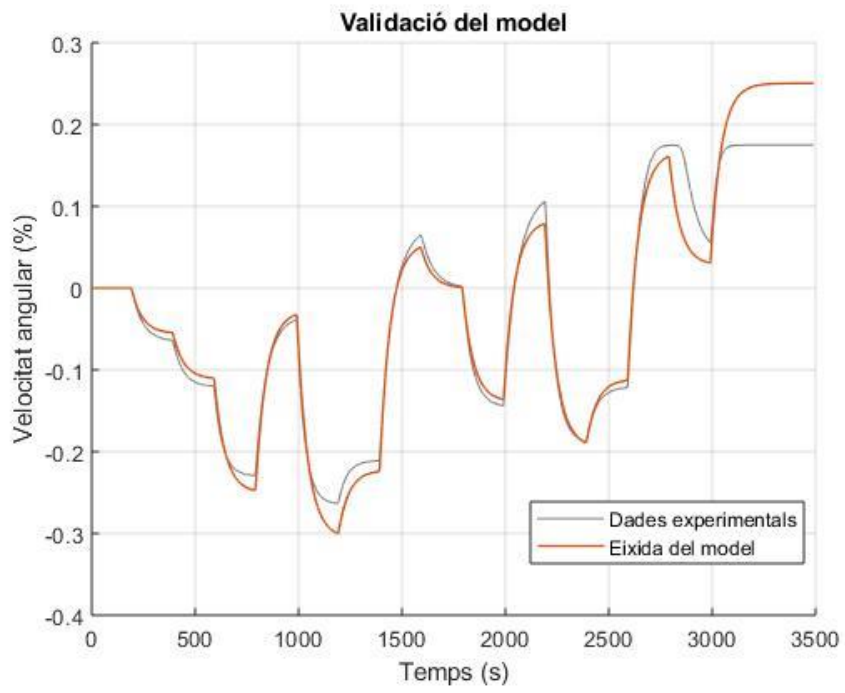


Il·lustració 16: Especificacions dels escalons de pujada i de baixada

Amb tot açò, la funció de transferència que utilitzarem per al disseny del nostre sistema de control es:

$$G_P(s) = \frac{1.0702}{(1 + 51.282s)(1 + 1.9266s)} \quad (21)$$

Una vegada identificat el model necessitem fer una validació per comprovar que el model que hem aconseguit amb la identificació s'aproxima realment al nostre model quan el sistema no te temps per a estabilitzar-se. En la *Il·lustració 17* podem observar com canviem aleatòriament l'acció de control cada 200 segons per a no deixar que s'estabilitze el sistema. Es veuen algunes diferències entre els dos models, degudes a la complexitat del disseny de la columna. De tota manera, el percentatge d'aproximació d'aquest model és d'un 77.1373%, una xifra bastant elevada que podem donar per vàlida.



Il·lustració 17: Validació del sistema

CAPÍTOL III

CONTROL DE LA COLUMNA

En aquesta secció aprofitarem el model lineal que hem extret amb la identificació del les dades del model no lineal per dissenyar un sistema de control òptim per a la columna de destil·lació.

1. DISSENY DEL PID PER CANCEL·LACIÓ

Com hem vist abans, el model que hem aconseguit amb la identificació de les dades experimentals s'aproxima bastant al disseny de la columna, per tant utilitzarem els paràmetres de l'equació (21) per dissenyar el nostre regulador, que estan recopilats en la *Taula 4*.

K_p	1.0702
$T_{p,1}$	51.282
$T_{p,2}$	1.9266

Taula 4: Paràmetres del model identificat

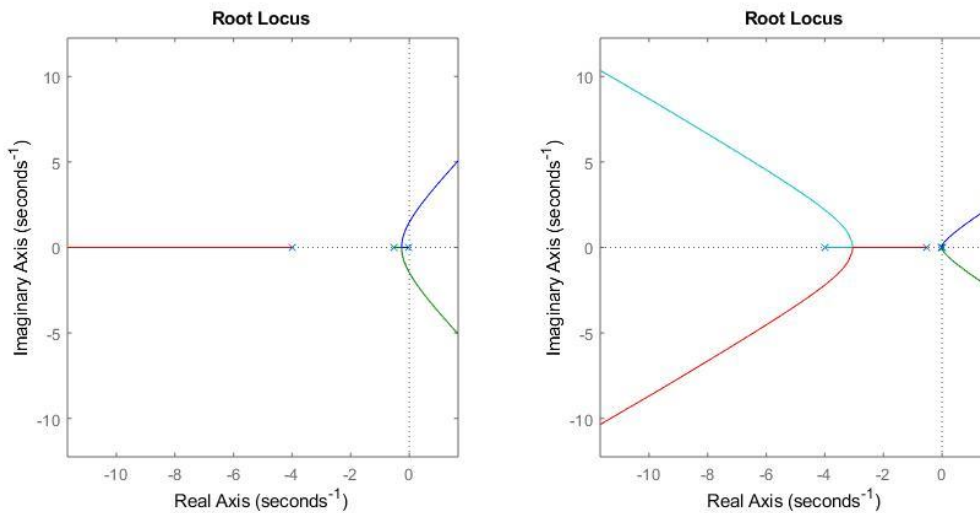
Altre pas necessari per al disseny del regulador és conèixer el sensor que utilitzarem en el llaç de control. Aquest es resumeix en una funció de transferència de primer ordre de la forma que es mostra en l'equació (22).

$$G_m = \frac{K_{em}}{\tau \cdot s + 1} \quad (22)$$

Per poder dissenyar aquest ens basarem en paràmetres bàsics de la planta, com és el màxim i el mínim caudal de la variable de control L . Establirem aquest rang en un 10% de diferència cap amunt i cap avall del valor en el règim estacionari, és a dir, entre 2.34 kmol/min i 2.86 kmol/min , i transmetrà la senyal de forma elèctrica al controlador, per tant el rang de tensió d'aquest variarà entre $0V$ i $10V$. Amb açò, calcularem la constant de la funció de transferència del sensor, seguint l'equació :

$$K_{em} = \frac{V_{max} - V_{min}}{L_{max} - L_{min}} = \frac{10 - 0 [V]}{2.86 - 2.34 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{min}} \right]} = 19.2308 \left[V \cdot \frac{\text{min}}{\text{kmol}} \right] \quad (23)$$

La variable τ de la funció de transferència del sensor la podem definir com a $\tau = \frac{t_s}{4}$, on t_s és el temps d'establiment del sensor, en el nostre cas és de 1 s . També necessitarem adaptar les dades que s'extrauen del sensor a les dades del regulador. Utilitzarem una constant per a transformar-les que definim com a $K_y = \frac{1}{K_{em}}$. Amb tot açò, podem simular el lloc de les arrels del sistema complet, és a dir, el model de la planta, el model del sensor y la constant de l'adaptador.



Il·lustració 18: Lloc de les arrels de (a) la planta, el sensor i l'adaptador, (b) la planta, el sensor i l'adaptador afegint el pol del controlador.

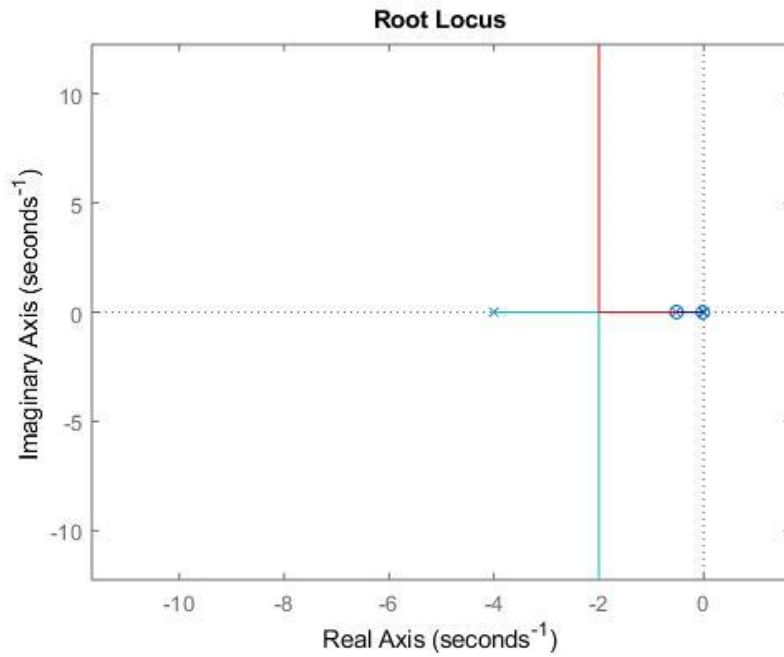
En la *Il·lustració 18* podem observar els llocs de les arrels que hem simulat, en el gràfic de l'esquerra observem els tres pols de llaç obert que tenen la planta i el sensor, observem que aquests estan quasi a la part positiva de la gràfica, és a dir, quan s'afegisquen els pols de llaç tancat aquests podrien estar a la part positiva de l'eix X, aquests ens produirien inestabilitats en el sistema. Al incloure un controlador, aquest també proporciona un pol, sempre en l'origen, és a dir, en el punt (0,0), açò ho veiem en el gràfic de la dreta. Ara el sistema és més delicat, ja que qualsevol modificació quasi segur inclouria un pol de llaç tancat en la part positiva, per tant utilitzarem el mètode de disseny per cancel·lació, que es basa en afegir zeros damunt d'alguns pols per anul·lar el seu efecte.

En el nostre cas inclourem dos zeros en els pols més lents de la planta, és a dir, els que estan més prop del punt 0, sense contar el que inclou el controlador. Aquests punts estan en -0.0195 i en -0.5190 , per tant l'equació del regulador que utilitzarem serà:

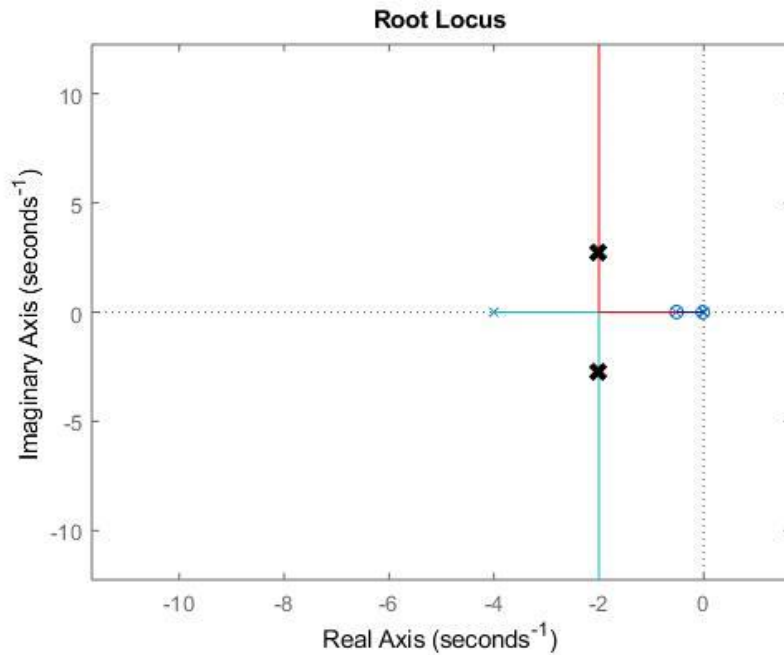
$$G_C(s) = \frac{(s - c_1)(s - c_2)}{s} = \frac{(s + 0.0195)(s + 0.5190)}{s} \quad (24)$$

Amb aquest càlcul, podem tornar a veure el lloc de les arrels del sistema amb el controlador en la *Il·lustració 19*, on ja es pot veure que en cap moment els pols de llaç tancat arriben a estar en la part positiva de l'eix X. Després d'aquest pas, hem de calcular la constant proporcional del regulador, per a aquesta acció hem de calcular els pols de llaç tancat del nostre sistema. Per fer-ho, definirem la variable σ que correspon al punt mitjà entre els dos pols de llaç obert que queden en la planta, i la variable ω_d que es defineix com $\omega_d = \frac{-\pi \cdot \sigma}{\ln M_p}$, on M_p és el pic de sobrepassament que soporta la nostra planta, en este cas és d'un 10%. Per tant, els pols de llaç tancat del sistema els podem veure de color negre a la *Il·lustració 20* i es defineixen de la següent forma:

$$s = -\sigma \pm \omega_d \cdot j \quad (25)$$



Il·lustració 19: Lloc de les arrels amb els pols ja cancel·lats.



Il·lustració 20: Lloc de les arrels del sistema amb els pols de llaç tancat marcats en negre.

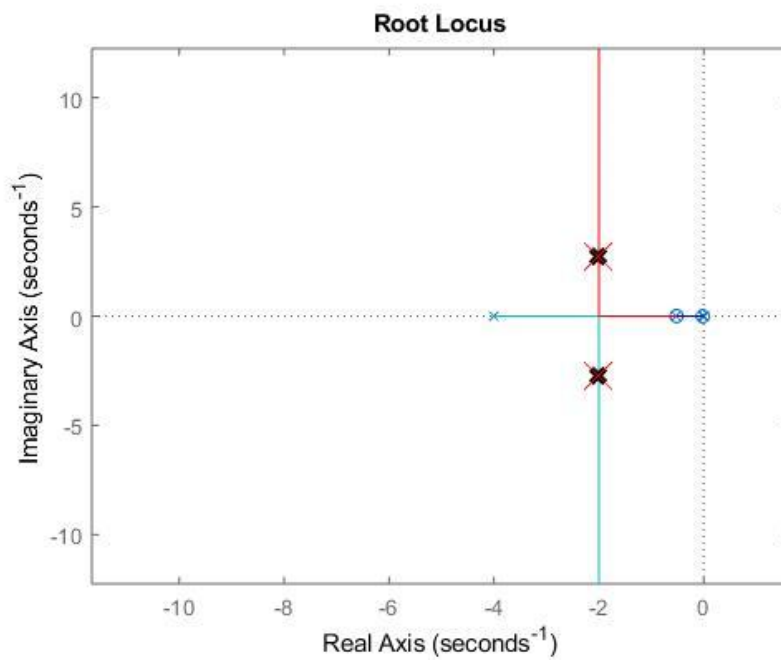
Amb aquestes coordenades dels pols de llaç tancat, es pot calcular la constant del regulador que hem dissenyat de moltes formes diferents, nosaltres utilitzarem el comandament de *Matlab* per a calcular-ho automàticament (*rlocfind*). Per tant, l'equació final del controlador que hem dissenyat seria:

$$G_C(s) = K_C \frac{(s - c_1)(s - c_2)}{s} = 264.1732 \cdot \frac{(s + 0.0195)(s + 0.5190)}{s} \quad (26)$$

Si la expressem en la forma estàndard, l'equació resultaria:

$$G_C(s) = K_P \cdot \left(1 + \frac{1}{T_i \cdot s} + T_d \cdot s \right) = 142 \cdot \left(1 + \frac{1}{53.2 \cdot s} + 1.86 \cdot s \right) \quad (27)$$

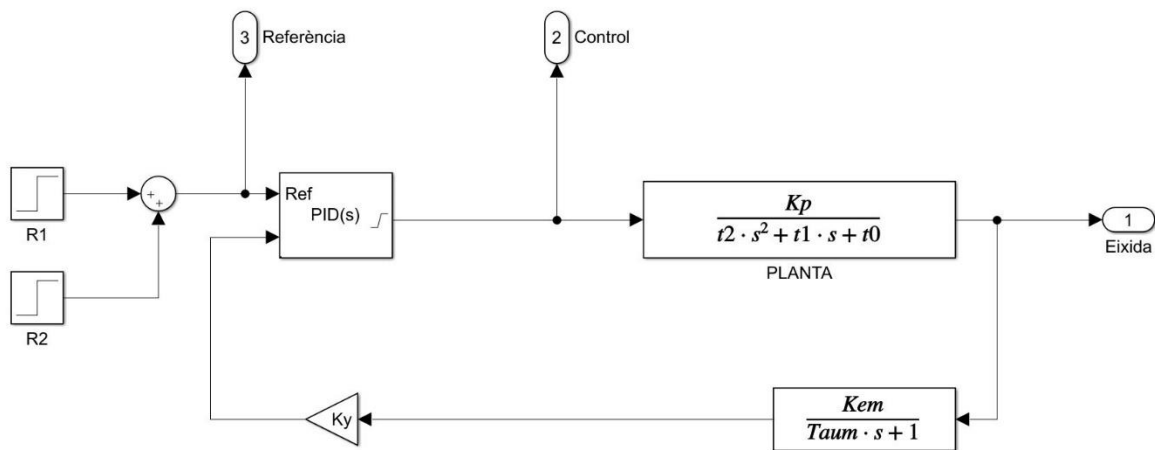
Gràcies al programa de càlcul *Matlab* podem comprovar si els pols de llaç tancat que hem calculat són els pols reals del sistema controlat. Utilitzant la funció *feedback* podem crear un model realimentat del sistema amb el controlador inclòs, amb aquest utilitzarem la funció *minreal* per a cancel·lar automàticament els pols més lents del sistema creat, i amb el comandament *pole* simularem els pols de llaç tancat i els utilitzarem per a representar los en el lloc de les arrels. Ho comprovem en la [Il·lustració 21](#) on veiem clarament que els pols que ha calculat *Matlab*, representats per aspes roges, coincideixen completament amb els pols calculats per nosaltres.



Il·lustració 21: Comprovació dels pols de llaç tancat.

2. CONTROL DEL MODEL LINEAL

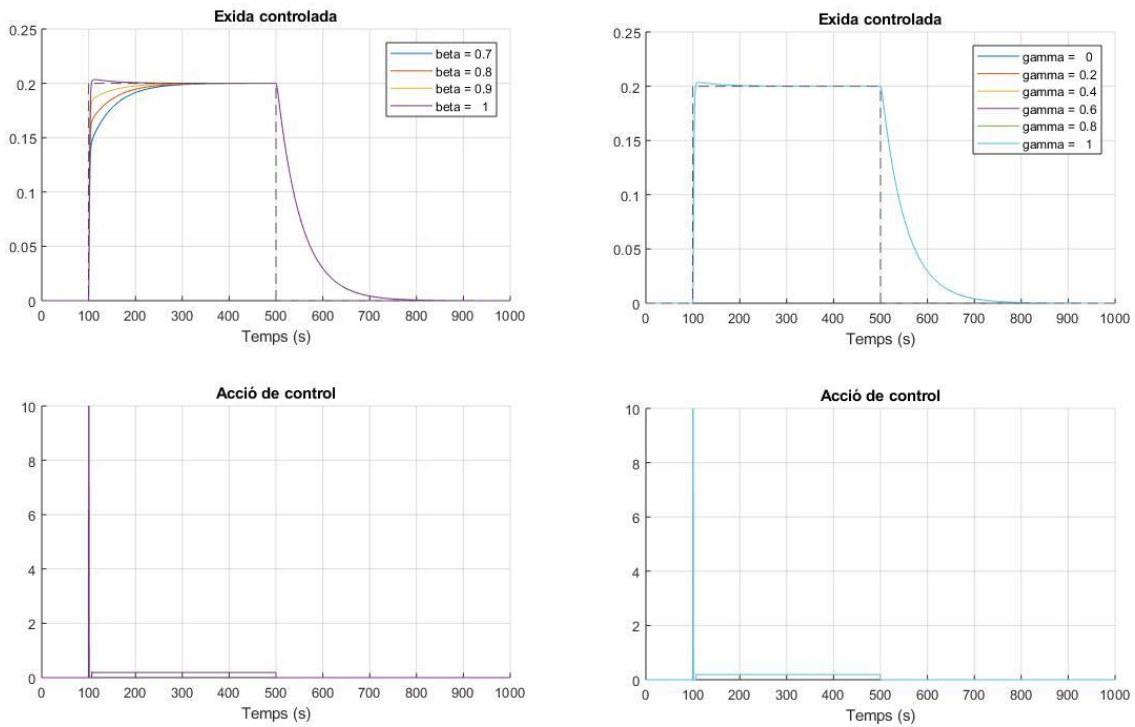
Per a provar si el disseny del controlador funciona correctament, primer el provarem en el model lineal que hem identificat de la planta. Ho farem basant-se en el diagrama de blocs que es mostra en la *Il·lustració 22*, on observem totes les parts del sistema, la planta, el sensor, l'adaptador i el controlador. Cal dir que en el la imatge, els pols de la planta t_1 i t_2 no corresponen als de la *Taula 4*, ja que en el diagrama utilitzem una forma de equació de segon grau per a definir els pols.



Il·lustració 22: Diagrama de blocs del model lineal.

Per al controlador utilitzarem un *PID 2DOF*, és a dir, un regulador PID amb dos graus de llibertat, que anomenarem beta (β) i gamma (γ). Aquestes dues variables ens donen certa llibertat d'ajustar el nostre controlador al sistema per a poder controlar-lo a la perfecció. En la *Il·lustració 23* podem observar en el gràfic de l'esquerra la simulació del model lineal amb el controlador dissenyat i variant β entre 0.7 i 1, es veu clarament que el control del model s'estabilitza més ràpidament quan $\beta = 1$, ja que és l'únic que s'assembla una resposta d'un sistema de segon grau subamortit. També s'aprecia que la senyal de l'acció de control arriba al seu màxim al principi però després la senyal no sobrepassa el 10% de la seua capacitat.

En la *Il·lustració 23* també podem veure en el gràfic dret el resultat de la simulació variant ara el paràmetre γ entre 0 i 1. Observem que per molts canvis que fem a la variable, no canvia la resposta del sistema, per tant podem dir que aquest paràmetre no afecta al sistema directament.



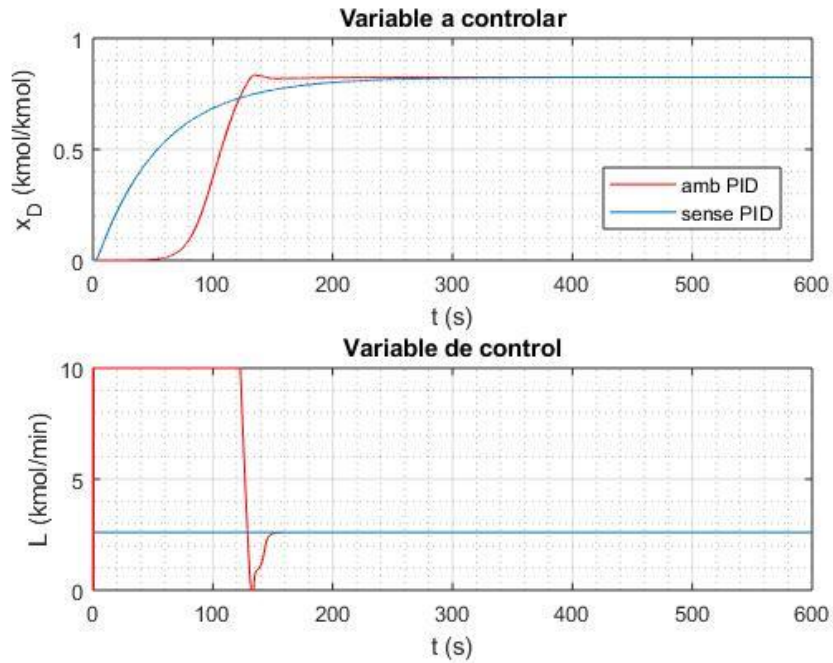
Il·lustració 23: Simulació del model amb el PID (a) variant beta, (b) variant gamma

3. CONTROL DEL MODEL NO LINEAL

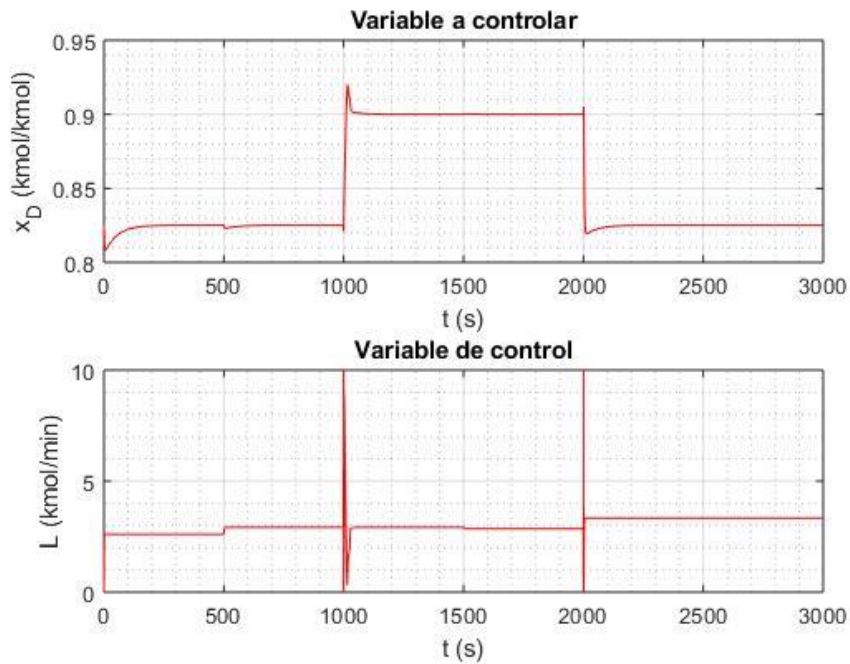
Una vegada vist que el controlador funciona correctament per al sistema que ha sigut dissenyat, és a dir, per al model lineal que hem identificat amb les dades del model no lineal de la columna de destil·lació, podem procedir a incloure'l al model de la columna. Com hem vist abans, el diagrama de blocs de la columna el tenim en la *Il·lustració 10*, per tant inclourem el regulador la corrent de l'acció de control, és a dir, en la corrent L i el realimentarem amb la corrent de la variable a controlar, en aquest cas x_D .

Observem en la *Il·lustració 24* la simulació del model no lineal amb el controlador comparada amb la simulació amb els mateixos paràmetres però sense el controlador, que ja hem vist en la *Il·lustració 11*. Podem apreciar clarament que sense el controlador, la concentració del destil·lat s'estabilitza sobre els 300 segons, en canvi amb el regulador que hem dissenyat s'estabilitza als 160 segons. Si observem el gràfic de baix, on es representa l'acció de control, veiem que el controlador PID varia aquesta en relació a la necessitat de la concentració de destil·lat per a que s'estabilitze el mes prompte possible.

En la *Il·lustració 23* hem pogut comprovar que el controlador es comporta perfectament en el model lineal quan s'apliquen canvis en la referència, per això farem la mateixa prova en el model no lineal per veure la resposta del sistema. En aquest cas veiem un pic de sobrepassament al fer el canvi però el regulador actua ràpidament per estabilitzar el sistema al valor configurat com a referència (0.9), i posteriorment, torna al valor del règim nominal d'operació de la mateixa manera.

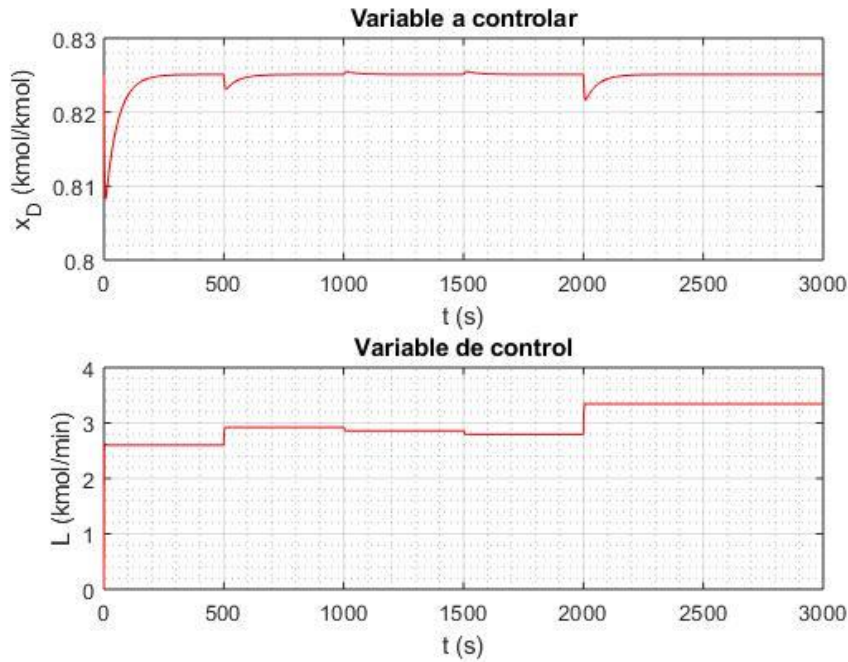


Il·lustració 24: Comparació del model des de condició inicial $x_0=0$ amb i sense PID



Il·lustració 25: Simulació de la planta amb el controlador variant la referència.

Per últim, queda observar com es comporta el controlador davant a pertorbacions en el sistema, representat en la *Il·lustració 26*. En aquest gràfic observem en la primera variació (500 s) una pertorbació en l'entrada de vapor a la columna des del calderí (\bar{V}), en la segona variació (1000 s) es produeix una pertorbació en el caudal de l'alimentació de la columna (F), en la tercera (1500 s) variem la fracció molar del component que volem destil·lar en l'alimentació (z_F) i per últim (2000 s) alterem el factor que ens defineix la quantitat de líquid i vapor de la corrent d'aliment (q). Podem observar que el controlador funciona perfectament, ja que per moltes pertorbacions que hi hagen al sistema, la fracció molar del destil·lat segueix sent el valor de la referència que hem establert en el nostre sistema.



Il·lustració 26: Simulació de la planta amb pertorbacions en l'entrada de vapor i en l'alimentació.

El següent pas en aquest estudi seria agafar el disseny del controlador i configurar els paràmetres en un PID físic per provar el control del model no lineal amb ell. Una vegada hagués funcionat aquest pas, traslladaríem el controlador a la columna de destil·lació real en la que ens hem basat.

CAPÍTOL IV

CONCLUSIONS

Com hem pogut comprovar al llarg d'aquest estudi, el disseny d'un regulador per a una columna de destil·lació tant complexa com la que ens hem basat és una opció viable que és pot dur a terme. Hem vist que el disseny es comporta de forma correcta davant a pertorbacions en la planta com a canvis en la referència que es puguin deure al sistema de producció que necessitem.

Una de les parts que hem reforçat en aquest estudi és l'ús de la metodologia aplicada, primer has d'obtenir un model no lineal del sistema que vulgues controlar, per veure com es comporta. Després necessites linealitzar el model, en el nostre cas era un model complex amb moltes equacions diferencials, per tant una opció per a facilitar el disseny ha sigut la identificació de les dades del model no lineal per a extraure una aproximació. Una vegada tens aquest model lineal, es procedeix a dissenyar el regulador, i per a validar aquest disseny tornem cap arrere pas per pas, és a dir, primer es valida en el model lineal, i si funciona es valida amb el no lineal. Posteriorment passaríem a la planta real, però no disposem d'aquesta.

Aquest és un treball teòric, ja que hem acceptat moltes restriccions, com suposar que la quantitat de substància en cada plat i dins del condensador i del calderí és la mateixa al llarg del temps, o que la volatilitat relativa de la mescla és constant. Una evolució d'aquest estudi podria ser aplicar la mateixa metodologia a una columna de destil·lació però sense aplicar les aproximacions que hem fet. Aquest disseny seria molt més fiable i correcte que el que hem fet en aquest estudi. També es podria ampliar aquest estudi per la part del control automàtic, aplicant la metodologia per controlar la variable x_D amb la variable de control \bar{V} . I una vegada fet aquesta tasca, es podria aplicar control multivariable per a les dues composicions d'eixida de la columna, però aquestes son tècniques de control avançat.

BIBLIOGRAFIA

1. **Dortmund Data Bank.** Vapor-Liquid Equilibrium Data. [En línia]
<http://www.ddbst.com/en/EED/VLE/VLEindex.php>.
2. **Aguilar, L.J.** *Industria 4.0: la cuarta revolución industrial.* s.l. : Alfaomega, 2017.
3. **Stichlmair, Johann G. y Fair, James R.** *Distillation, Principles and Practices.* s.l. : Wiley-VCH, 1998.
4. *DYNAMICS AND CONTROL OF DISTILLATION COLUMNS: A Tutorial Introduction.* **Skogestad, S.** Chemical Engineering Department, Norwegian University of Science and Technology (NTNU), Trondheim, Norway : s.n., September 1997, Trans IChemE, Vol. 75, Part A.
5. **Shinskey, F. G.** *Sistemas de control de procesos. Aplicación, diseño y sintonización.* s.l. : McGRAW-HILL, 1996.
6. *DYNAMICS AND CONTROL OF DISTILLATION COLUMNS - A critical survey.* **Skogestad, Sigurd.** 3, 1997, Modeling, identification and control, Vol. 18, pàgs. 177-217.
7. *UNDERSTANDING THE DYNAMIC BEHAVIOR OF DISTILLATION COLUMNS.* **Skogestad, Sigurd y Morari, Manfred.** 1988, Industrial & Engineering Chemistry Research, Vol. 27, pàgs. 1848-1862.

ÍNDIX DE IL·LUSTRACIONS

1. Esquema d'una columna de destil·lació	4
2. Lloc geomètric de les arrels d'un sistema amb un pol doble i un zero.	7
3. Gràfic de les dades d'equilibri de la mescla d'àcid acètic i aigua.	9
4. Diagrama de l'entrada de la corrent d'alimentació.	9
5. Diagrama del condensador.	11
6. Diagrama de blocs dels plats superiors ($i = 1:N_F-2$).	12
7. Diagrama de blocs dels plats inferiors ($i = N_F+1:N$).	13
8. Diagrama del calderí.	14
9. Diagrama de blocs dels plats superiors	14
10. Diagrama de blocs del model.	15
11. Simulació del model amb condició inicial $x_0 = 0$	16
12. Simulació del model en règim estacionari	16
13. Simulació del model no lineal amb pertorbacions.	17
14. Simulació del model aplicant escalons	18
15. Comparació dels escalons de la simulació.	19
16. Especificacions dels escalons de pujada i de baixada	20
17. Validació del sistema	21
18. Lloc de les arrels de (a) la planta, el sensor i l'adaptador, (b) la planta, el sensor i l'adaptador afegint el pol del controlador.	23
19. Lloc de les arrels amb els pols ja cancel·lats.	24
20. Lloc de les arrels del sistema amb els pols de llaç tancat marcats en negre.	24
21. Comprovació dels pols de llaç tancat.	25
22. Diagrama de blocs del model lineal.	26
23. Simulació del model amb el PID (a) variant beta, (b) variant gamma	27
24. Comparació del model des de condició inicial $x_0=0$ amb i sense PID	28
25. Simulació de la planta amb el controlador variant la referència.	28
26. Simulació de la planta amb pertorbacions en l'entrada de vapor i en l'alimentació.	29

ÍNDIX DE TAULES

• Especificacions i dades d'operació de la columna	4
• Molaritat de les parts de la columna	5
• Dades experimentals d'equilibri de la mescla d'àcid acètic i aigua i les dades per a l'ajust del paràmetre alfa	8
• Paràmetres del model identificat	22