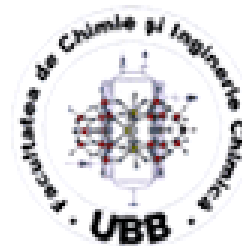




UNIVERSITATEA "BABEŞ-BOLYAI"
CLUJ-NAPOCA

Facultatea de Chimie și Inginerie
Chimică



Iancu Mihaela-Hilda

***CONTROLUL AVANSAT AL PROCESELOR
COMPLEXE INTEGRATE TERMIC***

ABSTRACT

**Coordonator Științific
Prof. Dr. Ing. Paul Șerban Agachi**

Cluj-Napoca

2010

UNIVERSITATEA “BABES–BOLYAI” CLUJ-NAPOCA
Facultatea de Chimie și Inginerie Chimică

Iancu Mihaela-Hilda

CONTROLUL AVANSAT AL PROCESELOR
COMPLEXE INTEGRATE TERMIC

Conducător de doctorat

Prof. Dr. Eng. Paul Șerban Agachi

Referenți:

Prof. Dr. Ing. Nicolae Paraschiv, Universitatea Petrol și Gaze, Ploiești

Prof. Dr. Ing. Florin Dan Irimie, Universitatea Babeș-Bolyai, Cluj-Napoca

Conf. Dr. Ing. Sorin Bîldea, Universitatea POLITEHNICA, București

Data susținerii publice: 8 Ianuarie 2010

Cuprins

1. Motivația și Obiectivele Tezei	3
2. Integrarea Termică	5
2.1. Introducere	5
2.2. Studiu de Literatură	6
2.3. Problema Controlabilității a HEN	16
3. Controlul Avansat al Proceselor Complexe	19
3.1. Tehnici de Control Avansat	20
3.1.1. Control Adaptiv	20
3.1.2. Control Robust	21
3.1.3. Control Optimal	21
3.1.4. Control Inteligent	22
3.1.5. Reglarea Predictivă după Model	23
3.1.5.1. Reglarea Liniară Predictivă după Model	25
3.1.5.2. Reglarea Neliniară Predictivă după Model	27
3.2. Controlul Instalațiilor Integrate Termic	28
3.2.1. Controlul Avansat al Instalațiilor Integrate Termic	31
3.3. Sensitivitatea și Controlabilitatea HEN	37

STUDIU DE CAZ: INSTALAȚIE INDUSTRIALĂ DE CRACARE CATALITICĂ ÎN STRAT FLUIDIZAT

4. Procesul de Cracare Catalitică în Strat Fluidizat	43
4.1. Istoricul Procesului de Cracare Catalitică	45
4.2. Descrierea Instalației FCC	47
4.2.1. Sistemul de Preîncălzire al Materiei Prime	48
4.2.2. Reactorul de cracare	48
4.2.3. Regeneratorul	49
4.2.4. Coloana de fracționare	50

4.3. Catalizatorii FCC	51
4.4. Descrierea Tehnologiei FCC	56
5. Integrarea Termică a Instalației Industriale FCC	60
5.1. Analiza și Îmbunătățirea Rețelei de Schimbătoare de Căldură	
Existență	61
5.2. Identificarea Designului Optim pentru Rețeaua de Schimbătoare de Căldură	72
5.3. Concluzii	78
6. Modelarea și Simularea Instalației FCC Integrată Termic	79
6.1. Modelarea, Simularea și Reglarea Procesului FCC – Studiu de Literatură	79
6.1.1. Modelarea matematică a reactorului de cracare	82
6.1.2. Modelarea matematică a regeneratoarelor	84
6.1.3. Modelarea și reglarea procesului FCC	85
6.2. Un Exemplu de Model pentru FCC	97
6.3. Instalația FCC Integrată Termic. Realizarea Modelelor de Regim Staționar și de Regim Dinamic	108
6.3.1. Modelarea și simularea în regim staționar a instalației FCC integrată termic	113
6.3.2. Modelarea și simularea în regim dinamic a instalației FCC integrată termic	123
6.4. Concluzii	134
7. Controlul Avansat al Instalației FCC Integrată Termic	138
7.1. Modalitatea Actuală de Operare a Instalației FCC	138
7.2. Reglarea Predictivă după Model a Instalației FCC Integrată Termic	139
7.3. Testarea Regulatorului MPC în gestionarea perturbațiilor	152
7.4. Concluzii	155
8. Concluzii și Perspective	157
9. Lista Publicațiilor	165
10. Lista Abrevierilor	166
11. Nomenclatură	168

12. Lista Figurilor	176
13. Lista Tabelelor	179
14. Anexe	180
13. Bibliografie	206

Cuvinte cheie:

Integrare termică

Control avansat

Cracare catalitică în strat fluidizat

Capitolul 1. Motivația și Obiectivele Tezei

Începând cu anii '70 recuperarea și reducerea consumului de energie a devenit o prioritate pentru industrie și, în același timp, o provocare pentru cercetători datorită, în special, crizelor petroliere. S-a descoperit necesitatea reproiectării proceselor industriale pentru o mai bună eficiență termică acest scop fiind posibil, în principal, prin recuperarea de energie. Acest lucru se poate realiza prin modificarea instalațiilor existente și recuperarea de energie suplimentară de la fluxurile secundare din proces (Rev & Fonyo, 1986).

Metodele utilizate de cercetători în vederea recuperării de energie s-au diversificat de-a lungul timpului. Până în urmă cu 10-20 de ani, modul de îmbunătățire a eficienței energetice consta mai întâi în reproiectarea și apoi optimizarea fiecărui utilaj al unei instalații. În zilele noastre orice analiză efectuată pe un proces se face privind instalația ca un întreg, ba mai mult, analizele se pot extinde la nivel de platformă industrială bazându-se pe faptul că un proces poate fi integrat singur sau în interdependență cu alte procese de pe aceeași platformă. (Cerda et al. 1983)

Până în prezent, toate lucrările legate de integrarea termică a proceselor (Douglas, 1988, Linnhoff, 1997, Dimian, 2003, Seider, 2004, etc.) s-au limitat la studii în regim staționar fără a se lua în considerare comportamentul dinamic al proceselor. S-a adoptat această simplificare pentru a ușura analizarea proceselor complexe integrate deoarece cu cât integrarea termică este mai riguroasă cu atât mai instabil este procesul integrat. Din această cauză a apărut necesitatea implementării unor scheme de control avansat pentru a obține stabilitatea proceselor complexe integrate termic în regim dinamic.

În consecință, obiectivele acestei teze sunt: aplicarea metodelor de integrare termică pe un proces complex pentru a studia posibilitatea reducerii consumului energetic la nivel de instalație industrială și utilizarea unor metode de reglare avansată pentru a menține în timp stabilitatea instalației integrate termic. Pentru îndeplinirea acestor obiective s-a utilizat ca studiu de caz o instalație industrială de cracare catalitică în strat fluidizat care este în funcțiune într-o rafinărie din România.

Capitolul 2. Integrarea Termică

Al doilea capitol al tezei cuprinde o amplă trecere în revistă a literaturii de specialitate care tratează tema integrării termice a proceselor și o discuție legată de nivelul atins până acum cu privire la studierea controlabilității proceselor integrate termic.

Dezvoltarea tehnicilor de integrare termică a proceselor a conferit avantaje importante legate de îmbunătățirea proceselor, creșterea productivității acestora, managementul resurselor energetice și conservarea acestora, prevenirea poluării și reducerea costurilor de capital și de operare a instalațiilor chimice. Integrarea proceselor, prin beneficiile economice și de mediu ale integrării termice, a devenit o ramură importantă a ingineriei chimice.

Conceptul de integrare termică a fost pentru prima dată introdus de Linnhoff și Flower în 1978. Tehnicile de integrare termică au avut o evoluție rapidă și benefică concomitent cu evoluția tehnologiei.

S-au dezvoltat două mari tehnici de integrare termică și anume: analiza Pinch și programarea matematică cu ajutorul cărora se pot reduce cantitățile necesare de utilități într-un proces și implicit costul total al instalației.

Apariția tehnicii Pinch a marcat punctul de pornire în dezvoltarea tehnicilor de reducere și conservare a energiei. Mai întâi, analiza Pinch s-a utilizat pentru rețele simple de schimbătoare de căldură. Ulterior, datorită perfecționării acestei tehnici, ea s-a utilizat cu succes și la nivelul instalațiilor industriale complexe.

În paralel cu analiza Pinch s-a dezvoltat și programarea matematică datorită dezvoltării tehnologiei computaționale. Această tehnică a fost formulată pentru prima dată de Papoulias și Grossmann (1983) iar interesul continuu în dezvoltarea și utilizarea acestei tehnici a avut ca rezultat mai mulți algoritmi de calcul: programarea liniară (LP), programarea mixtă liniar-integrată (MILP), programare neliniară (NLP) și programare mixtă neliniar-integrată (MINLP).

În consecință, în zilele noastre, tehnicile de integrare termică și, implicit, integrarea proceselor au devenit importante metode de îmbunătățire a instalațiilor

industriale din punct de vedere al economiei fără a fi constrânse de nivelul lor de complexitate.

Pentru a facilita re proiectarea rețelelor de schimbătoare de căldură în vederea îmbunătățirii consumului de energie și a reducerii costului total al unei instalații s-au realizat soft-uri specializate cum ar fi Sprint, Aspen HX-Net, ProII etc.

În continuare, evoluția integrării termice va trebui să țină cont și de comportamentul în regim dinamic al proceselor studiile efectuate până acum fiind doar în regim staționar.

Există totuși și câteva studii care au avut contribuții importante în descrierea comportamentului în regim dinamic a rețelelor de schimbătoare de căldură (ex. Saboo et al., 1986, Saboo et al., 1987, Coldberg et al., 1989, Mathisen et al., 1994). Ei au propus utilizarea unui “indice de reziliență” cu ajutorul căruia se poate analiza comportamentul dinamic al rețelelor de schimbătoare de căldură. Indicele de reziliență se definește ca fiind perturbația maximă, indiferent de natura acesteia, care poate fi tolerată de rețeaua de schimbătoare de căldură în atingerea temperaturilor dorite în timp ce se mențin constante ΔT_m și nivelul de recuperare al energiei (Saboo et al., 1986). Ei au prezentat o comparație între măsurători de controlabilitate și simulări în regim dinamic și au concluzionat faptul că particularitatea unui model al unei rețele de schimbătoare de căldură este dată de timpul de staționare a fluxului de material în conducte (Mathisen et al., 1994).

Gonzalez et al. (2006a, 2006b) au realizat un regulator MPC capabil să atingă ținta impusă din punct de vedere al controlabilității și al economiei pentru o rețea de schimbătoare de căldură. Pentru acest lucru rețeaua de schimbătoare de căldură a fost simulată cu ajutorul unui model neliniar riguros. Modelul ales pentru regulatorul MPC a fost un model liniarizat de tip state-space. Acest regulator a fost testat doar pe sisteme de mici dimensiuni.

Tellez et al. (2006) a propus o metodă de determinare a controlabilității unor diferite design-uri de rețele de schimbătoare de căldură identificate pentru o anumită instalație. Scopul a fost de a furniza o metodă simplă și practică inginerilor de proces care utilizează soft-uri comerciale.

Fie că instalația este analizată pe unități fie ca este analizată per ansamblu, procesele integrate termic sunt mult mai instabile și greu de controlat după integrare

datorită reducerii gradelor de libertate iar această problemă trebuie să fie rezolvată prin identificarea unor soluții viabile de scheme de control (PID sau control avansat) care să fie în concordanță cu design-ul obținut după integrare.

Capitolul 3. Controlul Avansat al Proceselor Complexe

În Capitolul 3 este prezentată o trecere în revistă a tehnicilor de control avansate dezvoltate de-a lungul timpului. De asemenea, este prezentată o discuție detaliată legată de controlul proceselor complexe integrate termic. Sunt enumerate regulile de bază în construirea unor scheme de control pentru rețelele de schimbătoare de căldură și se evidențiază modalitățile de identificare ale sensibilității și controlabilității unei rețele de schimbătoare de căldură.

Problema controlului unei instalații integrate termic este extrem de complexă și interesantă. Este nevoie de o bună cunoaștere a fenomenelor chimice și fizice și a aspectelor economice ale procesului real. În cazul instalațiilor complexe scopul controlării acestora este de a găsi strategiile și instrumentele necesare pentru operarea în siguranță a instalației și pentru a atinge obiectivele design-ului propus.

În industrie, strategia de control a unei instalații trebuie să fie suficient de simplă încât orice persoană, pornind de la operator și mergând până la șeful instalației să poată înțelege modalitatea de funcționare a acestuia. Cu cât este procesul mai complex cu atât mai mult se dorește o structură simplă de reglare.

Cu toate acestea instalațiile moderne sunt într-o continuă îmbunătățire pentru a avea o producție flexibilă și pentru maximizarea recuperării de energie și de materiale. Aceste instalații devin mult mai complexe și cu interacțiuni puternice între operațiile procesului. În consecință, căderea unei operații poate avea un efect negativ asupra întregii productivități. Această situație relevă importante probleme de control. O altă problemă este aceea că tehnicile de control dezvoltate până acum nu pot rezolva toate problemele de control ce pot apărea într-o instalație modernă.

Apariția și îmbunătățirea continuă a tehnicilor de control avansat a furnizat soluții mai bune în dezvoltarea de strategii de control pentru diferite nivele de complexitate ale proceselor. Aceste tehnici, aplicate în cazul proceselor chimice complexe, sunt capabile să crească randamentul, să reducă consumul energetic, să crească capacitatea de producție a instalației, să crească calitatea produselor, să crească siguranța operării instalației și să reducă emisiile în atmosferă. Beneficiile implementării unui control avansat într-o instalație complexă, de mari dimensiuni, se pot identifica în costurile de operare ale

acesteia. Aceste costuri vor scădea cu până la 2% - 6% (Anderson, 1992) din costurile inițiale. Un alt beneficiu adus de controlul avansat este faptul că aceasta va putea fi exploatată la capacitatea maximă la care a fost proiectată.

Principalele tehnici de control avansat dezvoltate până în prezent sunt prezentate în Figura 3.1.

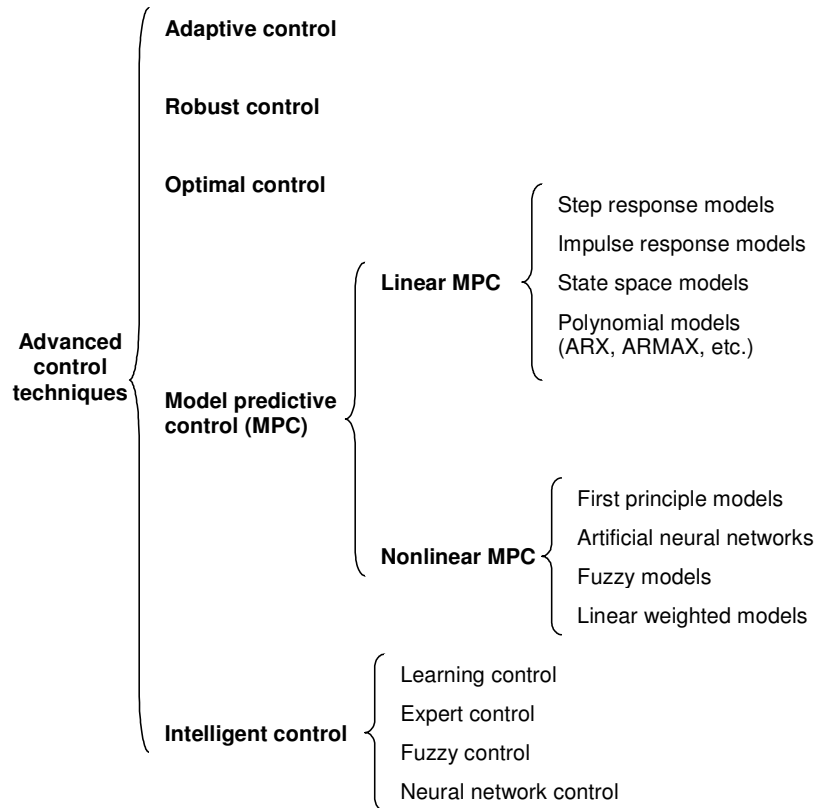


Figura 3.1. Principalele tehnici de reglare avansată

Reglarea predictivă după model (MPC) este una dintre puținele tehnici de control avansat folosită cu succes în aplicații industriale. Acest tip de reglare se utilizează pentru controlul optimal al proceselor încă din anii '80 când a apărut datorită necesităților speciale de control ale proceselor din rafinării. Astăzi, reglarea predictivă după model poate fi utilizată cu succes pentru diferite procese din industria chimică, industria alimentară, metalurgie, etc.

Reglarea predictivă după model se deosebește de celelalte tehnici de control avansat prin trei elemente: modelul predictiv, optimizarea în spațiul temporal și

autocorecția continuă. Performanța unei reglări depinde de precizia modelului construit în a reda comportamentul dinamic al procesului.

Tehnica reglării predictive după model poate fi cu success aplicată și în cazul proceselor integrate termic.

În cazul proceselor integrate termic sistemul de control trebuie să fie capabil să prevină propagarea perturbațiilor de natură termică în întreaga instalație. Transferul termic dintre fluxurile din proces poate avea ca efect apariția unei reacții pozitive, adică amplificarea efectului perturbațiilor, și chiar inducerea unei instabilități în proces. O soluție viabilă pentru menținerea stabilității transferului termic este aceea de a transfera efectul perturbațiilor de natură termică către sistemul de utilități al instalației ori de câte ori este posibil acest lucru. Astfel se vor îndepărta sursele de instabilitate din unitățile instalației.

Analiza de senzitivitate, împreună cu analiza controlabilității, sunt instrumente importante pentru construirea unei scheme de control pentru o instalație integrată termic. La scară industrială, aceste analize se recomandă a se utiliza pentru obținerea unei structuri de control pentru toată instalația pentru că o structură de control nu poate fi realizată pe bucăți, pe echipamente.

Capitolul 4. Studiu de caz – Procesul de cracare catalitică în strat fluidizat

În Capitolul 4 este descris studiul de caz ales pentru această lucrare. El este reprezentat de o instalație de cracare catalitică în strat fluidizat (FCC) care funcționează într-o rafinărie din România. Astfel că, este necesară o prezentare a procesului de cracare catalitică, a instalației de cracare catalitică, a catalizatorilor utilizați și a tehnologiilor de cracare catalitică dezvoltate până în prezent.

În comparație cu alte procese de cracare catalitică, cracarea catalitică în strat fluidizat este cel mai comun proces folosit într-o rafinărie modernă. În lume există aproximativ 400 de unități de cracare catalitică operaționale. Capacitatea totală de procesare a acestora este de peste 12 milioane de barili de petrol pe zi.

În timp, design-ul unităților de cracare a început să difere de la instalație la instalație. De exemplu, companii ca Exxon, Shell, și TOTAL au proiectat și utilizat propriile lor unități de cracare. Instalațiile de FCC existente diferă doar prin mici detalii legate de siguranța și/sau controlul procesului. Totuși, indiferent de companie care proiectează unitatea de cracare, obiectivul general este acela de a obține produse cât mai valoroase prin procesarea unor materii prime lipsite de valoare.

Instalațiile de cracare sunt foarte complexe, acest lucru putând fi observat și din Figura 4.1. Principalele unități (secțiuni) ale instalației FCC sunt : reactorul-regeneratorul, coloana principală de fracționare și rețeaua de schimbătoare de căldură utilizată pentru preîncălzirea materiei prime.

Principalii produși ai procesului de cracare catalitică sunt:

Gaze	În principal conțin H_2 , C_1 , C_2 s, produse nedorite ca urmare a cracării termice
Gaz petrol lichiefiat	C_3 s și C_4 s – include olefine ușor volatile utilizate pentru alchilări
Benzină	C_5+ compuși cu cifra octanică mare
Motorină ușoară	Amestec de componenți ușor volatili
Motorină grea	Opțional produse greu volatile se folosește pentru combustibili sau ca solvenți petrolieri

Slurry

Păcură clarificată utilizată ca și combustibil

Cocs

Produs secundar consumat în regenerator pentru a asigura necesarul de căldură din reactor

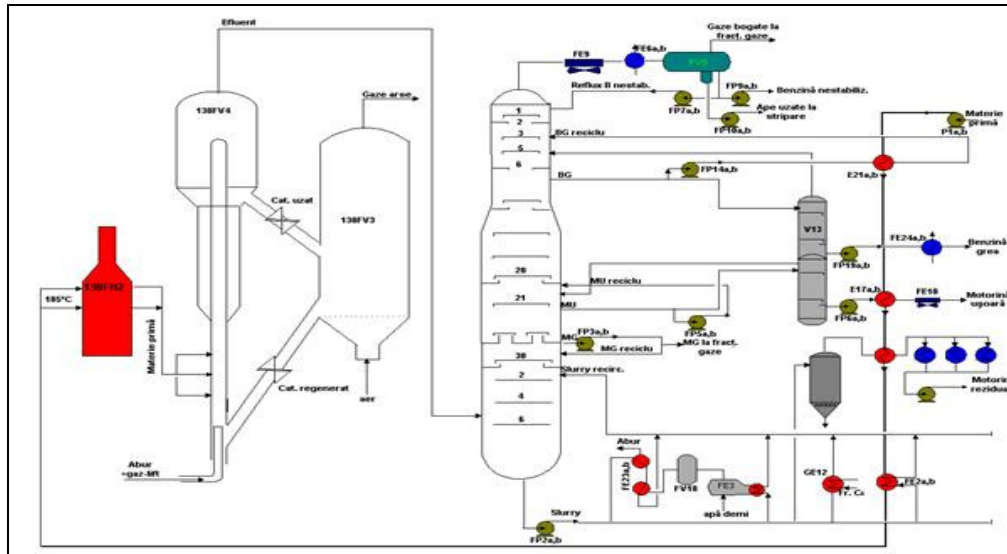


Figura 4.1. Schema instalației de cracare catalitică în strat fluidizat

Catalizatorii comerciali utilizați în procesul de cracare catalitică sunt niște pulberi fine cu dimensiunea particulelor în jur de 75 de micrometri. În compoziția acestora se găsesc trei componente de bază: zeolitul, matricea și aditivii.

Fiind un proces vechi, cracarea catalitică în strat fluidizat trebuie îmbunătățită continuu pentru obținerea de produse moderne cerute de piață. În prezent singurele companii care se mai ocupă de acest lucru sunt: ExxonMobil, M.W. Kellogg și UOP.

Capitolul 5. Integrarea Termică a Instalației de Cracare Catalitică

Un capitol important este Capitolul 5 deoarece conține analiza rețelei de schimbătoare de căldură existentă în instalația FCC împreună cu optimizarea acesteia din punctul de vedere al costurilor. O nouă rețea de schimbătoare de căldură este identificată capabilă să reducă costul total cu aproximativ 9%/an.

S-a analizat rețeaua de schimbătoare de căldură existentă folosind analiza Pinch deoarece această tehnică este simplă, ușor de utilizat cu rezultate rapide și care și-a demonstrat eficiența și aplicabilitatea în diferite studii de recuperare de energie făcute pe instalații industriale.

În scopul identificării modalităților de recuperare de energie, s-a construit mai întâi modelul instalației de cracare catalitică în Aspen Plus utilizând datele reale de operare din instalația reală. Rezultatele simulării s-au prelucrat în Aspen HX-Net și astfel s-a obținut necesarul minim de încălzire și răcire al rețelei de schimbătoare de căldură existentă. S-a constatat că temperatura de pinch este 144.5°C iar ΔT_{\min} al procesului 129°C . Necesarul de utilitate caldă este de 19858 kW iar de utilitate rece de 22234.79 kW.

Rezultatele analizei se pot observa și în Figurile 5.1 și 5.2.

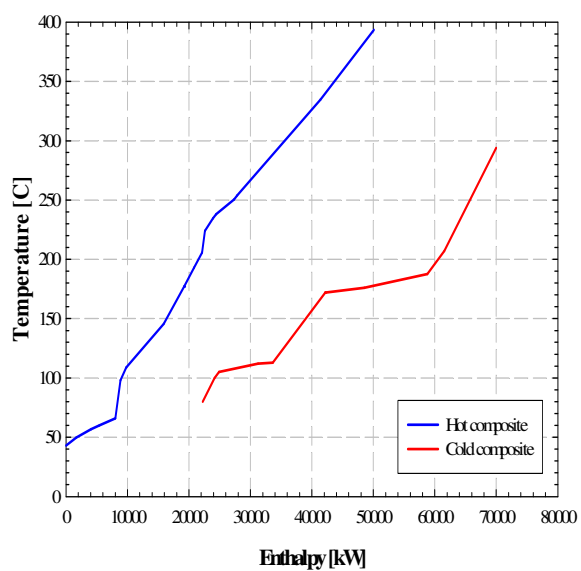


Figura 5.1. Curbele compozite

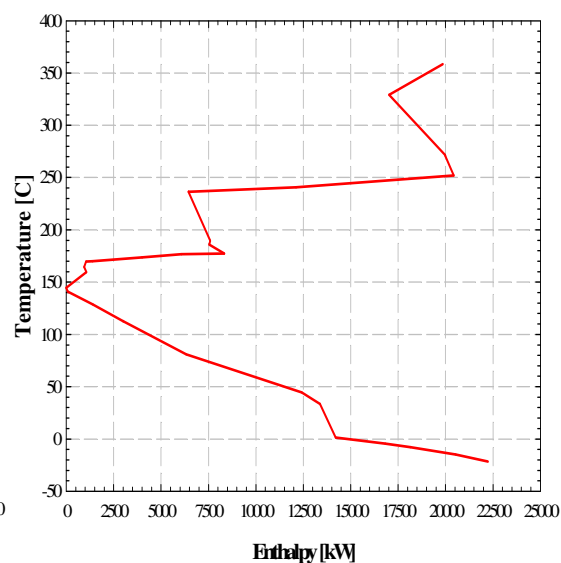


Figura 5.2. Curba Grand compozită

Pentru a îmbunătăți rețeaua de schimbătoare de căldură s-a realizat optimizarea costului total al instalației FCC în funcție de diferența minimă de temperatură a procesului - ΔT_{\min} . După cum se poate observa din Figura 5.3, optimum ΔT_{\min} s-a identificat a fi de 12°C .

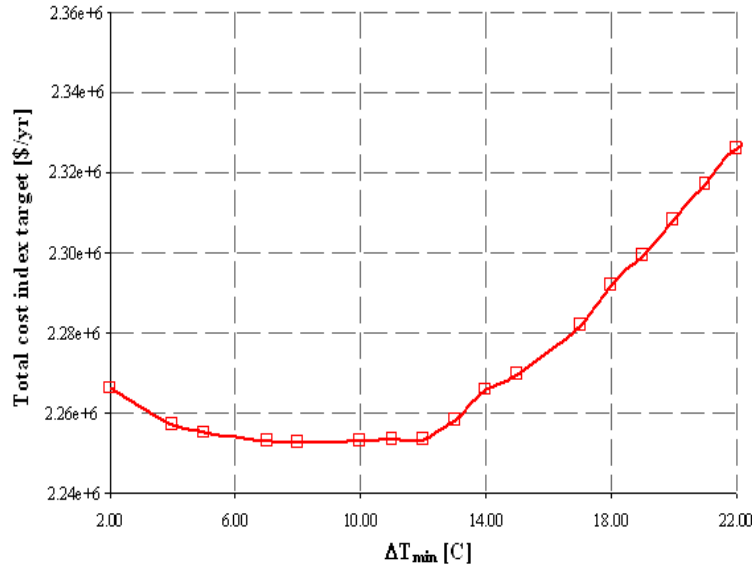


Figura 5.3. Costul total vs. ΔT_{\min}

Ținând cont de faptul că actuala instalație operează la $\Delta T_{\min}=129^{\circ}\text{C}$, dacă acesta se reduce la 12°C este posibil să avem o îmbunătățire a transferului termic din punct de vedere economic. Reducerea lui ΔT_{\min} va duce la reducerea necesarului de încălzire și de răcire cu aproximativ 32%, respectiv 39%.

Însă pentru creșterea cantității de energie recuperată și pentru îmbunătățirea operării, instalația de cracare catalitică trebuie să treacă prin niște modificări de structură (reproiectare). Reproiectarea reprezintă efectuarea anumitor modificări (o altă arie de transfer termic, modificarea poziției unor schimbătoare de căldură sau introducerea altora noi, modificări ale traseelor unor conduste, etc) în structura actuală a rețelei de schimbătoare de căldură cu scopul de a reduce costul de operare și costul energiei. Astfel că s-a utilizat Aspen HX-Net pentru a genera cinci structuri topografice diferite pentru rețeaua de schimbătoare de căldură existentă (A, B, C, D, E). Acestea au fost comparate din punct de vedere al costului de operare și al eficienței.

După cum se poate observa din Figurile 5.4 și 5.5, structura topografică E este cea mai bună în comparație cu rețeaua de schimbătoare de căldură existentă în instalația industrială. Costurile de operare se reduc cu aproximativ 14% în timp ce costurile totale scad cu 9%.

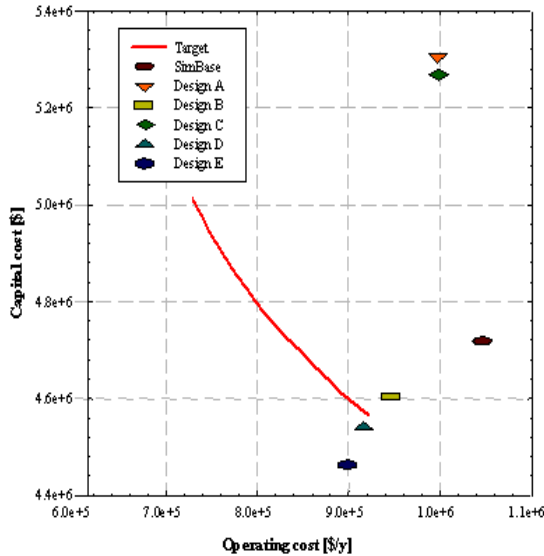


Figura 5.4. Performanța HEN propuse

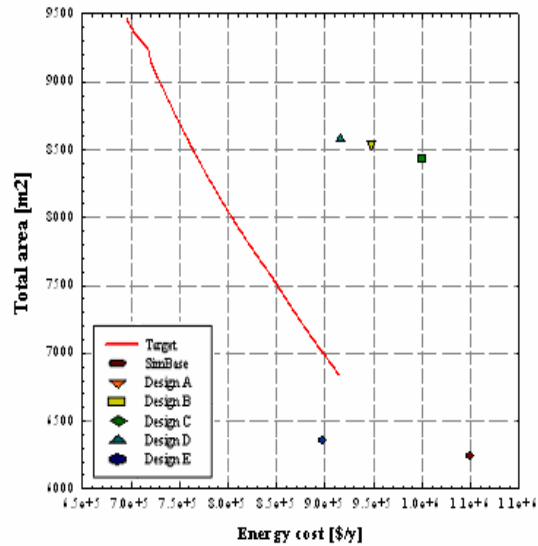


Figura 5.5. Eficiența HEN propuse

În cazul implementării noii rețele de schimbătoare de căldură, respectiv E, în instalația industrială nu vor avea loc modificări majore. Noua structură s-a realizat încercând să nu se modifice schimbătoarele de căldură de tip proces – proces pentru a ne asigura că procesul nu va avea de suferit iar pierderile de căldură pe conducte sa fie minime. Mai departe această nouă structură este necesar a fi analizată din punct de vedere al controlabilității.

Această optimizare din punct de vedere economic a rețelei de schimbătoare de căldură reprezintă doar un pas spre îmbunătățirea întregului proces industrial.

Capitolul 6. Modelarea și Simularea Procesului de Cracare Catalitică în Strat Fluidizat Integrat Termic

Capitolul 6 descrie modalitatea de realizare a unui simulator atât în regim staționar cât și în regim dinamic pentru procesul FCC integrat termic. Acest simulator s-a realizat Aspen HySys. De asemenea s-a implementat și o schemă tradițională de control de tip PID care funcționează în instalația reală. Rezultatele simulărilor au evidențiat faptul că această structură de control poate menține stabilitatea procesului și transferul termic prin rețeaua de schimbătoare de căldură.

Datorită importanței procesului de cracare catalitică într-o rafinărie, s-au făcut eforturi considerabile pentru modelarea și simularea acestui proces deoarece o mai bună înțelegere a comportamentului dinamic al procesului și al fenomenelor care apar în proces duce la posibilitatea creșterii productivității. Este greu să dezvoltăm un model care să descrie comportamentul dinamic al întregii instalații dar este și mai greu în cazul în care această instalație este integrată termic.

Descrierea procesului FCC este complicată datorită: complexității mecanismului de reacție, complexității hidrodinamicii, interacțiunilor puternice între reactor și regenerator și a constrângerilor de operare impuse de noua rețea de schimbătoare de căldură.

În vederea obținerii unui model care să descrie cât mai bine complexitatea și comportamentul procesului de cracare catalitică în strat fluidizat s-a utilizat un software comercial creat în special pentru procesele din rafinărie. Astfel că simularea procesului FCC integrat termic s-a realizat utilizând Aspen HYSYS. La realizarea acestui model s-au utilizat datele reale din instalație, date legate de debite, temperaturi, presiuni, dimensiuni și geometrii ale utilajelor, etc.

În interfața Aspen HYSYS modelul realizat se constituie dintr-un flowsheet principal și două flowsheet-uri secundare. Flowsheet-ul principal conține blocul de reacție ce constă în reactor și regenerator, o structură simplificată a coloanei de fracționare și rețeaua de schimbătoare de căldură necesară preîncălzirii materiei prime (HEN).

În urma simulărilor realizate în regim staționar s-a observat că noul design al HEN funcționează corespunzător iar transferal termic se face conform condițiilor impuse de instalația reală. Acest lucru demonstrează faptul că noul design poate fi implementat cu succes în instalația reală cu efectul reducerii costurilor.

Modelul instalației FCC integrată termic construit în Aspen HYSYS poate fi văzut în Figura 6.1.

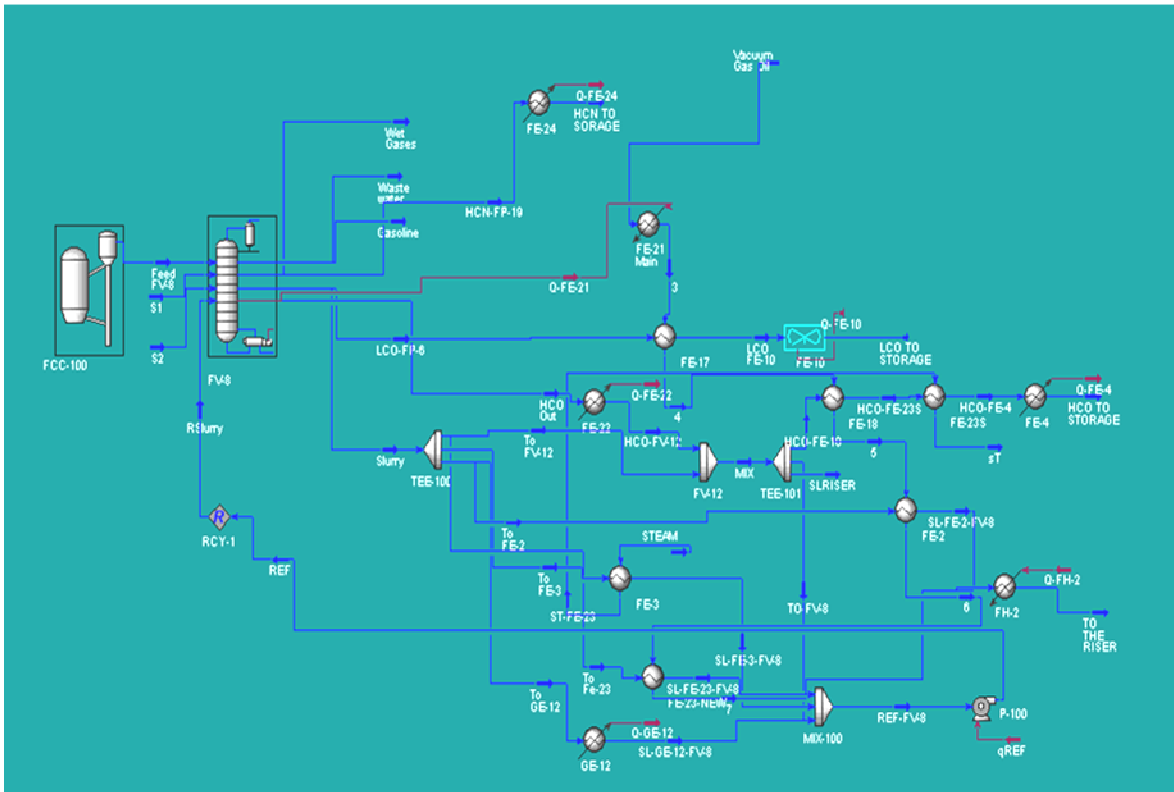


Figure 6.1. Diagrama principală a modelului instalației FCC integrată termic

Cu modelul instalației FCC integrată termic realizat în Aspen HYSYS se poate simula atât comportamentul în regim staționar cât și comportamentul în regim dinamic. Totuși, pentru simularea procesului în regim dinamic, sunt necesare câteva modificări ale modelului cum ar fi: stabilirea relațiilor presiune-debit ale modelului, dimensionarea utilajelor, implementarea unei structuri de control, etc.

Cel mai important lucru în tranziția modelului de la regim staționar la regim dinamic este implementarea unei scheme de control corespunzătoare. De aceea la

modelul deja construit s-a implementat o schemă de control de tip PID iar parametrii reguletoarelor au fost determinați cu ajutorul metodei Ziegler-Nichols.

Importanța modului de operare a instalației de cracare catalitică se reflectă în cantitatea și calitatea produșilor și, implicit, în costul de producție a acestora. Diferite cerințe cu privire la calitatea produșilor finali implică diferite condiții de operare. De exemplu, pentru obținerea unei benzine Euro 4, temperatura fluxului de material de la vârful coloanei de fracționare trebuie să fie 133°C , în timp ce pentru a obține benzină Euro 5 este nevoie de o temperatură de 108°C .

În ambele situații este important să se mențină temperatura de la vârful coloanei în conformitate cu cerințele impuse. Mai mult, variația temperaturii implică consum suplimentar de energie care, în final, se reflectă în prețul de producție al produselor. Creșterea costurilor energetice duce la creșterea costului total al instalației FCC. În consecință, variațiile de temperatură trebuie reduse la minim sau chiar eliminate pentru scăderea costurilor instalației.

Acest lucru se poate obține prin realizarea și implementarea unei scheme de control avansat de tip MPC. În literatură se menționează ca implementarea unei structuri MPC într-o instalației industrială, în acest caz instalația FCC integrată termic, duce la reducerea costurilor de operare cu 2% - 6% comparativ cu o structură tradițională de control de tip PID.

Reguletoarele MPC sunt capabile să mențină variația variabilelor controlate mult mai aproape de valoarea setată decât reguletoarele PID. Acest lucru este posibil deoarece strategia de control MPC este bazată pe reglarea după model și poate prezice comportamentul dinamic al procesului.

Datorită acestor aspecte menționate mai sus, următorul pas în cadrul acestei lucrări va fi de dezvoltare a unui reglator MPC pentru a regla coloana de fracționare bazandu-ne pe datele furnizate de cele cinci reguletoare de tip PID. Aceste reguletoare au demonstrat că au un rol decisiv în stabilitatea coloanei de fracționare în condiții normale de funcționare iar, cel mai important, desfășurarea normală a transferul termic în rețeaua de schimbătoare de căldură.

Capitolul 7. Controlul avansat al instalației FCC integrată termic

Scopul principal al acestei teze constă în realizarea unei scheme de control avansat pentru instalația integrată termic pentru a obține o stabilitate mai bună a procesului iar transferul termic sa se producă în condiții optime. Astfel că, acest capitol descrie metodologia abordată pentru obținerea unei scheme de control avansat pentru a menține transferul termic în condițiile corespunzătoare și pentru a exploata instalația la capacitatea maximă a acesteia.

Instalația industrială care funcționează în prezent într-o rafinărie din România are implementată o structură tradițională de control de tip PID. Această structură implică diferite probleme de operare. Cea mai importantă este aceea a menținerii căderii minime de presiune între riser și regenerador pe conductele de circulație ale catalizatorului. Aceste căderi de presiune asigură curgerea corespunzătoare a catalizatorului prin conducte. De cele mai multe ori, controlul PID cedează. Când presiunea în riser sau regenerador crește peste o valoare maximă admisibilă reglatoarele PID ce controlează cele două vane de pe conductele de circulație ale catalizatorului permit deschiderea completă a acestora pierzându-se astfel căderea minimă de presiune necesară circulației catalizatorului.

O altă problemă de operare apare atunci când se modifică țiteiul ce urmează a fi prelucrat pentru că rafinăria se aprovizionează cu două tipuri de țitei. În acest caz este necesară modificarea manuală a scenariului de operare adică modificarea parametrilor reglatoarelor PID. Dat fiind faptul că în rafinărie toate procesele sunt continue, modificarea parametrilor se face în timpul funcționării instalației, timp în care operatorii controlează procesul manual și în același timp ajustează toate variabilele pentru ca procesul să atingă noul regim de funcționare în concordanță cu caracteristicile noii materii prime.

O bună operare a instalației FCC fără o prea mare intervenție a operatorilor se poate realiza implementând o structură de control avansată, în special o structură de control bazată pe predicția comportamentului procesului în timp.

Astfel că, bazându-ne pe rezultatele obținute la simularea modelului instalației FCC având implementat structura de control PID existentă în rafinărie, s-a stabilit realizarea unui regulator MPC cu cinci intrări și cinci ieșiri (cinci variabile controlate și cinci variabile manipulate). Perechile de variabile controlate – variabile manipulate se găsesc în tabelul 7.1.

Tabel 7.1. Variabilele alese pentru schema de control MPC

Variabilă Controlată		Variabilă Manipulată	
CV1	Temperatura fluxului „To Condenser”	MV1	Debitul de reflux
CV2	Nivelul de lichid din condensator %	MV2	Debitul de benzină
CV3	Debitul de benzină grea de la stripper	MV3	Debitul de alimentare a stripperului de benzină grea
CV4	Debitul de motorină ușoară de la stripper	MV4	Debitul de alimentare a stripperului de benzină grea
CV5	Temperatura fluxului Slurry	MV5	Debitul de Slurry recirculat la baza coloanei

În comparație cu regulatorul PID, regulatorul MPC prezintă necesitatea de construire a unui model al procesului. În aceste condiții și în concordanță cu necesitățile de control ale instalației FCC integrată termic, s-a implementat un regulator de tip MPC cu un model de ordinul întâi. În acest caz estimarea stărilor modelului și a parametrilor este critică. Implementarea cu succes a strategiei MPC depinde de viabilitatea modelului dezvoltat.

Identificarea parametrilor procesului (K_p – factorul de amplificare, T – constanta de timp, τ - timpul mort) necesari în dezvoltarea modelului de ordinul întâi s-a realizat prin efectuarea unor teste de răspuns la semnal treaptă a fiecărei variabile manipulate.

După identificarea parametrilor de proces aceștia s-au utilizat la construirea matricei de răspuns la semnal treaptă. Această matrice se implementează în structura internă a regulatorului MPC furnizând comportamentul real al procesului (modelul procesului). Astfel s-a obținut un regulator de tip MPC capabil să controleze coloana de fracționare și implicit transferul termic prin instalație. Performanța regulatorului poate fi observată în Figurile 7.1 – 7.5. În aceste figuri linia roșie reprezintă valoarea de referință, curba albastră reprezintă variabila manipulată iar curba verde reprezintă variabila controlată.

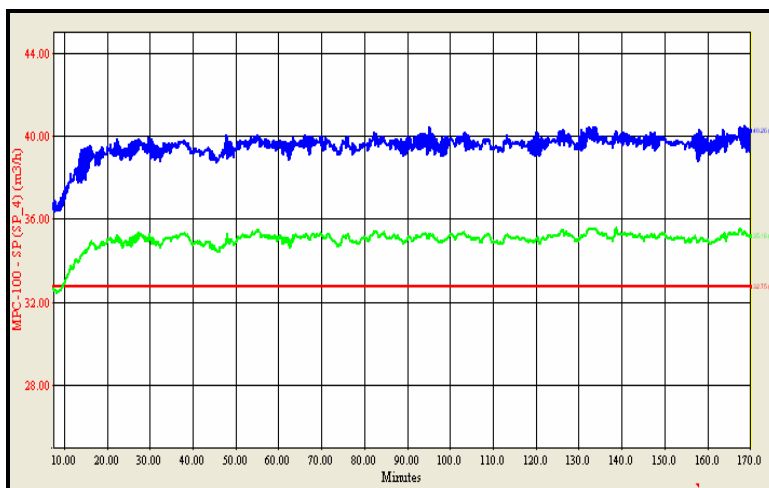


Figura 7.1. Reglarea debitului de motorină ușoară de la stripper

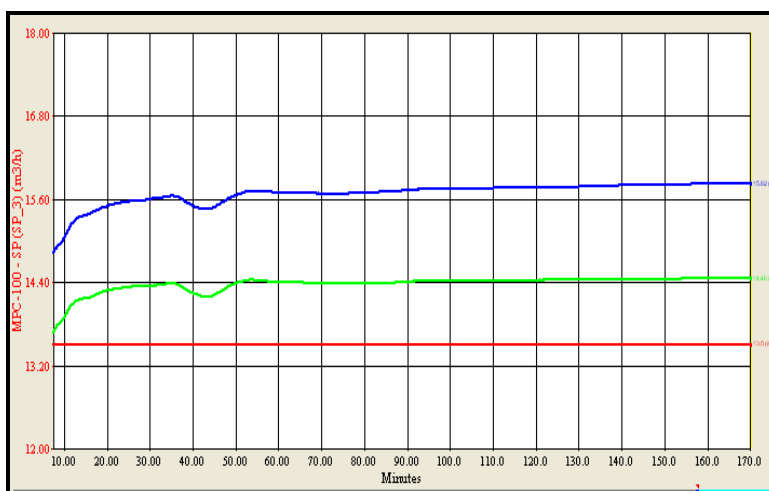


Figura 7.2. Reglarea debitului de benzină grea de la stripper

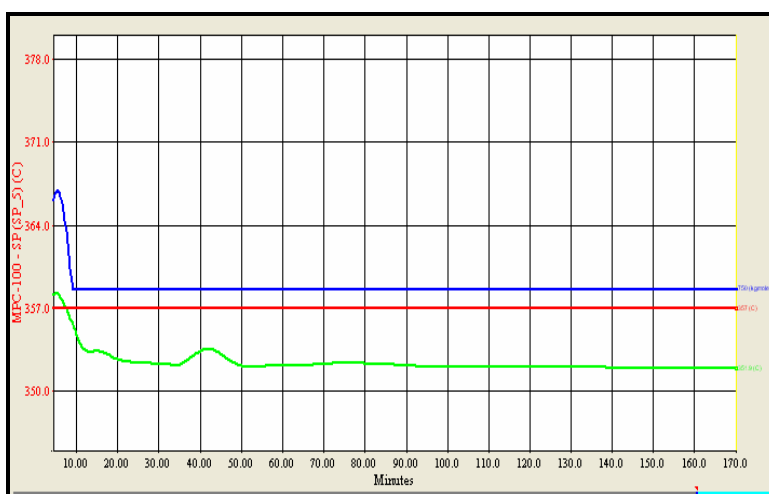


Figura 7.3. Reglarea temperaturii fluxului Slurry

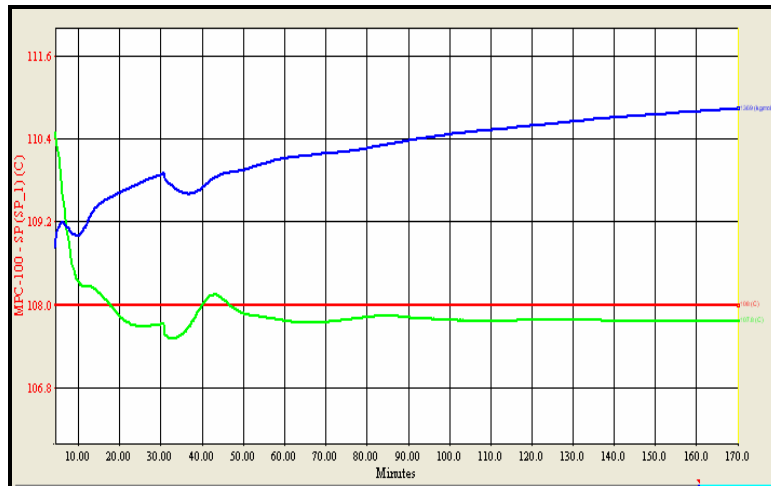


Figura 7.4. Reglarea temperaturii fluxului de la vârful coloanei

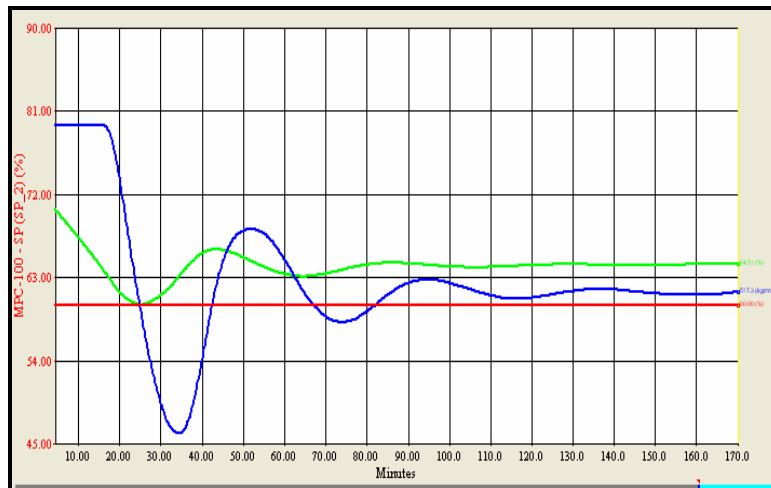
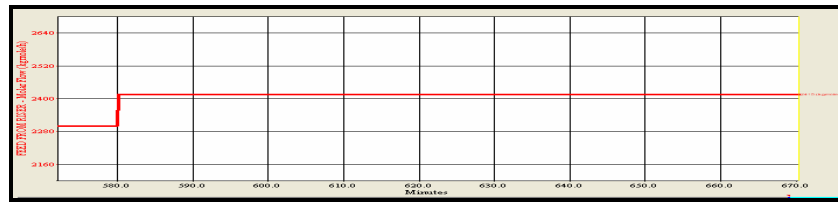
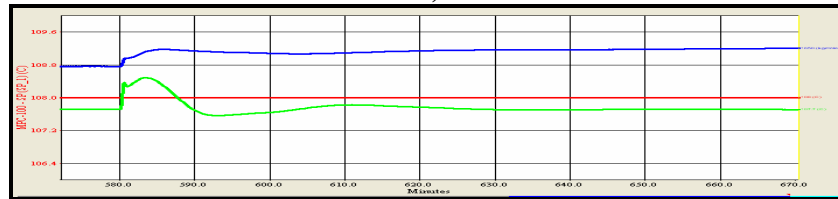


Figura 7.5. Reglarea nivelului de lichid din condensator

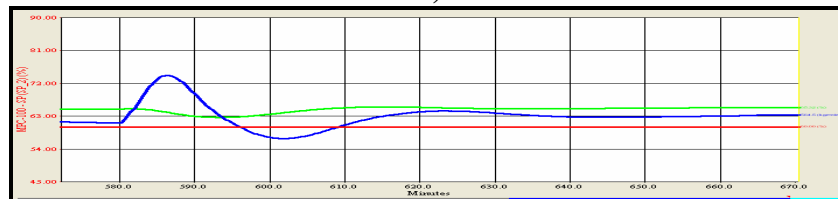
Regulatorul MPC a fost testat și în cazul apariției unor perturbații nedorite în sistem. S-a dat o perturbație de +5% la debitul de alimentare al coloanei iar rezultatele reglării sunt prezentate în Figura 7.6. Rezultatele obținute de regulatorul MPC arată că în cazul instalației FCC integrată termic strategia de control a fost corect aleasă și implementată. Regulatorul MPC este capabil să mențină variația variabilelor controlate foarte aproape de valoarea dorită comparativ cu reglatoarele de tip PID. Acest lucru este posibil pentru că reglarea predictivă după model se bazează pe predicția în viitor a comportamentului procesului, predicție calculată pe baza rezultatelor anterioare.



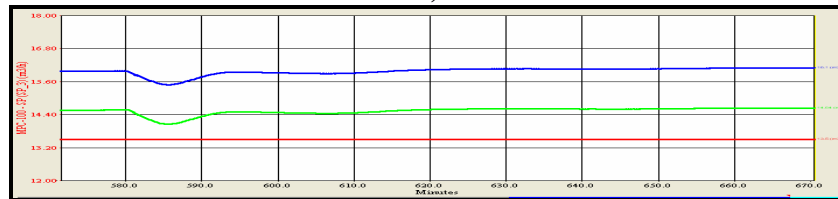
a)



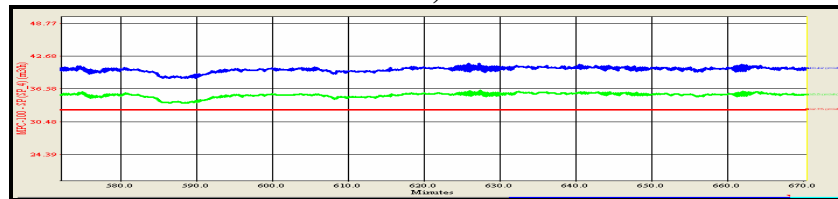
b)



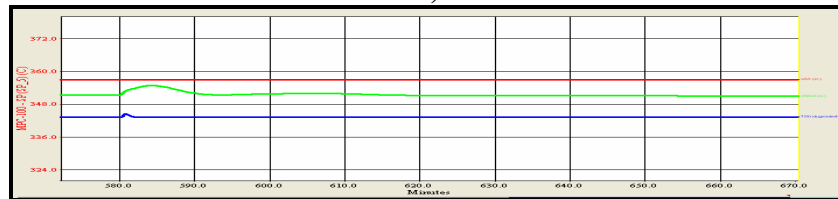
c)



d)



e)



f)

Figura 7.6. Testarea regulatorului MPC sub efectul perturbațiilor

- a) Perturbația – treaptă +5% debit de alimentare coloană;
- b) Reglarea temperaturii fluxului de la vârful coloanei;
- c) Reglarea nivelului de lichid din condensator;
- d) Reglarea debitului de benzină grea de la stripper;
- e) Reglarea debitului de motorină ușoară de la stripper;
- f) Reglarea temperaturii fluxului Slurry.

Metoda de realizare a regulatorului MPC prezentată în acest capitol este o metodă simplă și rapidă care poate fi aplicată pentru orice instalație industrială. Mai mult, această metodă este foarte des folosită în realizarea structurilor de control avansat în industrie.

Implementarea acestui regulator MPC în instalația reală va duce la reducerea costurilor de operare cu 2% - 6% față de costurile de operare înregistrate cu strategia de control PID.

Capitolul 8. Concluzii și perspective

Această teză reprezintă o nouă perspectivă în abordarea instalațiilor industriale complexe atât din punct de vedere al reproiectării cât și din punct de vedere al implementării strategiilor de control avansat.

Teza s-a bazat pe studierea unui caz concret, o instalație de cracare catalitică care funcționează într-o rafinărie din România. Toate datele utilizate pentru modelare și simulare au fost prelevate de pe instalația reală.

Importanța acestui studiu constă în obținerea stabilității unui proces integrat termic cu ajutorul implementării unei strategii de control avansată și anume, reglarea predictivă după model, MPC.

S-a observat faptul că un control riguros al coloanei de fracționare conferă un bun transfer termic prin rețeaua de schimbătoare de căldură. În concluzie, pentru dezvoltarea unei strategii de control pentru o instalație complexă integrată termic este necesar mai întâi să se identifice principalele procesele care influențează transferul termic. Buna funcționare a acestora va induce și un bun transfer termic prin instalație și implicit o bună stabilitate a acesteia.

Una din particularitățile tezei constă în faptul că s-a utilizat un soft specializat în studierea sistemelor complexe, în special a celor din rafinării. Acest soft este capabil să reducă timpul inginerilor de proces în proiectarea, reproiectarea sau îmbunătățirea de orice natură a unui proces chimic.

În ceea ce privește construirea regulatorului MPC, s-a utilizat o metodă simplă și rapidă, foarte utilă în implementarea de structuri de control avansate la scara industrială. Testele de răspuns la semnal treaptă nu pot fi realizate într-o instalație reală fără apariția anumitor riscuri legate de destabilizarea procesului sau neplăceri cum ar fi calitatea necorespunzătoare a produselor finale. Aceste teste pot fi realizate pe modelul construit într-un soft specializat ca și în cazul acestei teze.

Sintetizând discuția de mai sus, pentru obținerea stabilității unei instalații complexe care se dorește a se integra termic trebuie să se țină cont de următoarele:

1. Este necesar ca modificarea structurii topologice a rețelei de schimbătoare de căldură să se facă ținându-se cont atât de aspectul economic cât și de cel al recuperării de

energie. În unele cazuri structura topologică optimă din punct de vedere al economisirii de energie poate fi foarte costisitoare iar investiția necesară modificării instalației nerentabilă.

2. După implementarea noii structuri topologice, este important identificarea perturbațiilor principale care afectează transferul termic prin noua structură topologică. Sursele de perturbații pot proveni de la surse legate direct sau indirect de transferul termic (ex. Reactoare, coloane de distilare, calitatea materiei prime, etc).

3. Dacă se realizează un control optim capabil să mențină aceste perturbații în limitele admisibile impuse de scenariul de operare al instalației atunci transferul termic impus de modificările efectuate în topologia rețelei de schimbătoare de căldură este garantat.

4. Este important să se menționeze faptul că chiar dacă integrarea termică induce o instabilitate mai mare în proces, se poate obține un control optim al procesului cu condiția ca structura de control să se realizeze ținând cont de instalație ca fiind un întreg.

Bibliografie Selectivă

- Abouelhassan M., (2004). 10 Rules of Dynamic Simulation. HYSYS Guide.
- Agachi, P. S., Nagy, Z. K., Cristea, M. V., & Imre-Lucaci, A. (2006). Model Based Control. Case Studies in Process Engineering, Wiley – VCH.
- Al-Riyami, A. B., Klemes, J., & Perry, S. (2001). Heat integration retrofit analysis of a heat exchanger network of a fluid catalytic plant. *Appl. Therm. Eng.*, 21, 1449.
- Anderson, J.S. (1992). Process control opportunities and benefits analysis. *Proc. Advanced Control for the Process Industries*, Cambridge, 9-11th Sept.
- Aspen HYSYS Dynamic Modelling User Guide, 2008.
- Aspen HYSYS Operations Guide, 2008.
- Aspen HYSYS Refining CatCracker Operations Guide, 2008.
- Aspen HYSYS Refining Unit Operations Guide, 2006.
- Aspen HYSYS Tutorials and Applications, 2008.
- Aspen HYSYS, Quick Guide Convert HYSYS Steady-State models into Dynamics, v1, 2008.
- Cerda, J., Westerberg, A. W., Mason, D., & Linnhoff, B. (1983). Minimum utility usage in heat exchanger network synthesis. *Chem. Eng. Sci.*, 38, 373.
- Colberg, R. D., Morari, M., Townsend, D. W. (1989). A Resilience target for heat exchanger network synthesis. *Comput. Chem. Eng.*, 13, 821.
- Cristea, M. V., Agachi, S. P., & Marinoiu, M. V., (2003). Simulation and model predictive control of a UOP fluid catalytic cracking unit. *Chem. Eng. Proces.*, 42, 67.
- Cristea, M. V., Marinoiu, V., Agachi, P. Ş. (2003). Reglarea predictiva dupa model a instalatiei de cracare catalitica. Ed. Casa Cartii de Stiinta, Cluj-Napoca.
- Dimian, A., (2003). Integrated design and simulation of chemical processes. *Elsevier*.
- Douglas, M. (1988). *Conceptual Design of Chemical Processes*, McGraw Hill, New York.
- Gonzalez, A. H., Odloak, D., & Marchetti, J. L. (2006a). Predictive control applied to heat exchanger networks. *Chem. Eng. Process.*, 45, 661.

- Gonzalez, A. H., Odloak, D., Marchetti, J. L., & Sotomayor, O. A. Z. (2006b). Infinite horizon MPC of a heat exchanger network. *Chem. Eng. Res. Des.*, 84, 1041.
- Linnhoff, B., & Flower, J. R. (1978). Synthesis of heat exchange networks. II. Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality. *AIChE Journal*, 24, 633.
- Linnhoff, B., (1997). A user guide on process integration for efficient use of energy. Rugby Institution of Chemical Engineers.
- Mathisen, K. W., & Morari, M. (1994). Dynamic models for heat exchangers and heat exchanger networks. *Comput. Chem. Eng.*, 18, S459.
- Papoulias, S. A., & Grossmann, I. E. (1983a). A Structural Optimization Approach in Process Synthesis I. Utility Systems. *Comput. Chem. Eng.*, 7, 695.
- Papoulias, S. A., & Grossmann, I. E., (1983b), A Structural Optimization Approach in Process Synthesis II. Heat Recovery Networks. *Comput. Chem. Eng.*, 7, 707.
- Papoulias, S. A., & Grossmann, I. E., (1983c). A Structural Optimization Approach in Process Synthesis III. Total Processing Systems. *Comput. Chem. Eng.*, 7, 723.
- Rev, E., & Fonyo, Z. (1986). Hidden and Pseudo Pinch Phenomena and Relaxation in the Synthesis of Heat-Exchange Networks. *Comput. Chem. Eng.* 10, 601.
- Roman, R. (2007). Mathematical modeling and advanced control of a fluid catalytic cracking process, PhD. Thesis, Babes-Bolyai University, Cluj-Napoca, Romania.
- Roman, R., Nagy, Z. K., Allgöwer, F., & Agachi, S. P. (2005). Dynamic modeling and nonlinear model predictive control of a fluid catalytic cracking unit. *Computer Aided Chemical Engineering*, 20, 1363.
- Roman, R., Nagy, Z. K., Cristea V. M., & Agachi, P. S. (2007). First-principles modeling of an industrial fluid catalytic cracking unit- the adaptation of the model. 17- European Symposium of Computed Aided Processes Engineering, București, Romania.
- Roman, R., Nagy, Z. K., Cristea, M. V., & Agachi, S. P. (2009). Dynamic modelling and nonlinear model predictive control of a Fluid Catalytic Cracking Unit. *Comp.Chem. Eng.*, 33, 605.

- Saboo, A. K., Morari, M., & Colberg, C. D. (1986). RESHEX - An interactive software package for the synthesis and analysis of resilient heat exchangers networks. 1. Program description and application. *Comput. Chem. Eng.*, 6, 577.
- Saboo, A. K., Morari, M., & Colberg, C. D. (1986). RESHEX - An interactive software package for the synthesis and analysis of resilient heat exchangers networks. 2. Discussion of area targeting and network synthesis algorithms. *Comput. Chem. Eng.*, 10, 591.
- Saboo, A. K., Morari, M., & Colberg, C. D. (1987). Resilience analysis of heat exchanger networks. 1. Temperature dependent heat capacities. *Comput. Chem. Eng.*, 11, 457.
- Saboo, A. K., Morari, M., & Colberg, C. D. (1987). Resilience analysis of heat exchanger networks. 2. Stream splits and flowrate variations. *Comput. Chem. Eng.*, 11, 399.
- Seider, W. D., Seader, J. D., & Lewin, D.R. (2004). *Product & process design principle*. John Wiley/Sons, New York.
- Tellez, R., Svrcek, W. Y., & Young, B.R. (2006). Controllability of heat exchanger networks. *Heat Trans. Eng.*, 27, 38.
- Tellez, R., Svrcek, W.Y., Ross, T. & Young, B.R. (2006). Heat Exchanger Network Optimization and Controllability Using Design Reliability Theory. *Computers and Chemical Engineering*, 30, 730.
- Tellez, R., Young, B.R., & Castillo, F.J.L. (2008). Model Predictive Control of a Heat-Integrated Plant, A Case Study on the Reaction Section of the HDA Process. AICHE Spring National Meeting, New Orleans LA
- Westphalen, D. L., Young, B. R., & Svrcek, W. Y. (2003). A controllability index for heat exchanger networks. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 42, 4659.
- Westphalen, D.L., Young, B.R., Svrcek, W.Y., & Broussard, M. (2003). Strategies for the Operation and Control of Heat Exchanger Networks. FOCAPO 2003, Foundations of Computer-Aided Process Operations
- Westphalen, D.L., Young, B.R., Svrcek, W.Y., & Shetha, H. (2002). Controllability of Heat Exchanger Networks. 52nd Canadian Chemical Engineering Conference

- Williamson, C.J. and Young, B.R. (2003). Advanced Control of a Refinery Naphtha Train. IEEE Industry Applications Society Advanced Process Control Applications for Industry Workshop, Vancouver, BC
- Willis, M. J., & Tham, M. T. (1994). Advanced Process Control, Report, School of Chemical Engineering and Advanced Materials, Newcastle University.