Projektiranje i simuliranje vođenja procesa za pročišćavanje prirodnog plina

Jazbec, Fran

Master's thesis / Diplomski rad

2016

Degree Grantor / Ustanova koja je dodijelila akademski / stručni stupanj: **University of Zagreb, Faculty of Chemical Engineering and Technology / Sveučilište u Zagrebu, Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije**

Permanent link / Trajna poveznica: https://urn.nsk.hr/urn:nbn:hr:149:883672

Rights / Prava: In copyright / Zaštićeno autorskim pravom.

Download date / Datum preuzimanja: **2024-04-24**

FKITMCMXIX

Repository / Repozitorij:

Repository of Faculty of Chemical Engineering and Technology University of Zagreb

zir.nsk.hr

dabar
DIGITALNI AKADEMSKI ARHIVI I REPOZITORIJI

SVEUČILIŠTE U ZAGREBU

FAKULTET KEMIJSKOG INŽENJERSTVA I TEHNOLOGIJE

SVEUČILIŠNI DIPLOMSKI STUDIJ

FRAN JAZBEC

PROJEKTIRANJE I SIMULIRANJE VOĐENJA POSTROJENJA ZA PROČIŠĆAVANJE PRIRODNOG PLINA

DIPLOMSKI RAD

Voditelj rada: Izv. Prof. dr. sc. Nenad Bolf

Članovi ispitnog povjerenstva:

Izv. prof. dr. sc. Nenad Bolf

Doc.dr. sc. Igor Dejanović

dr. sc. Željka Ujević Andrijić

Zagreb, srpanj 2016.

Zahvala

Zahvaljujem se mentoru izv. prof. dr. sc. Nenadu Bolfu na stručnom vodstvu, korisnim savjetima i pomoći tijekom izrade ovoga znanstvenog rada. Također mu se zahvaljujem na uloženom vremenu unatoč svojim mnogobrojnim obavezama. Hvala što ste vjerovali u mene i moju viziju ovoga rada.

Zahvaljujem se i doc. dr. sc Igoru Dejanoviću koji mi je puno pomogao prilikom projektiranja postrojenja i sa svojim savjetima olakšao donošenje odluka oko razvoja procesa. Baš zbog te pomoći smatram Vas drugim mentorom na ovome radu.

Od srca bi se zahvalio Petri Kostanjevečki, univ. bacc. ing. cheming na stalnoj potpori koja mi je puno značila tijekom izrade i pisanja ovoga rada. Također bi se zahvalio svojoj obitelji koja mi je omogućila da ostvarim sve svoje ciljeve i u konačnici napišem ovaj rad.

SAŽETAK

Pri proizvodnji prirodnog plina potrebno je provesti čišćenje od kiselih plinova kako bi se zadovoljile važeće norme. Separacija kiselih plinova provodi se postupkom apsorpcije pomoću otopine monoetanolamina. Za djelotvornu separaciju potrebno je projektirati postrojenje koje postiže potrebnu čistoću prirodnog plina pri različitim protocima i sastavima pojne smjese.

Postrojenje je projektirano razvojem modela za stacionarno stanje u programskom paketu *CHEMCAD*. Da bi se ispitalo kako promjena protoka i sastava pojne smjese utječu na proces pročišćavanja provela se dinamička simulacija.

Sustav za vođenje procesa projektirao se unutar dinamičkog načina rada *CHEMCAD*-a pri čemu se ispitivalo dinamičko vladanje procesa na promjene protoka i sastava pojne smjese.

Simulacijsko istraživanje obuhvatilo je 10 regulacijska kruga koji reguliraju ključne varijable i održavaju stabilnost procesa. Pratio se odziv procesa na promjenu protoka i sastava pojne smjese, a analizirale su se vođene veličine i čistoća proizvoda.

Na temelju rezultata istraživanja donio se zaključak o stabilnosti rada procesa u uvjetima promjene sastava i količine pojne smjese , kao i mogućnosti održavanja zahtjevane čistoće produkta unatoč dinamičkim promjena u procesu .

Ključne riječi: *prirodni plin, apsorpcija, monoetanolamin, dinamička simulacija*

ABSTRACT

In the production of natural gas is necessary to remove acid gases to meet the applicable standards. Acid gas is separated with absorption using a solution of monoethanolamine as absorbent. For effective separation it is necessary to design a plant that achieves the required purity of natural gas at different flow rates and compositions of feed stream.

Steady state calculation for the plant was carried out in CHEMCAD. Dynamic simulation is conducted to see how changes in flow rate and composition of feed stream influence the process of purification.

Process control was designed within CHEMCAD's dynamic mode and dynamic behavior of the process to flow and composition changes of feed stream was analyzed.

Simulation study included 10 control circuits that regulate key variables and maintain the stability of the process. Process response to flow and composition change of feed stream was monitored. Regulated variables and purity of the product were analyzed.

Based on the research results a conclusion was made on the stability of the process in terms of changes in the composition and quantity of feed stream, as well as the possibility to maintain the required purity of the product despite the dynamic changes in the process.

Key words: *natural gas, absorption, monoethanolamine, dynamic simulation*

SADRŽAJ

1. UVOD 1
2. TEORIJSKI DIO 2
2.1. PROCES PROČIŠĆAVANJA PRIRODNOG PLINA 2
2.1.1. Monoetanolamin 3
2.2. DESTILACIJA 4
2.3. APSORPCIJA 6
2.4. MODELIRANJE PROCESA KONTINUIRANE DESTILACIJE U STACIONARNOM STANJU 7
2.4.1. Bilanca tvari i energije 7
2.4.2. Približni proračun 8
2.4.2.1. McCabe-Thielova metoda 8
2.4.2.2. Fenske-Underwoodova metoda 13
2.4.2.3. Gillilandova metoda 14
2.4.3. Strogi proračun 14
2.5 MODELIRANJE PROCESA PROTUSTRUJNE KOLONSKE APSORPCIJE U STACIONARNOM STANJU 16
2.5.1. Bilanca tvari 16
2.5.1.1. Srednja pokretačka sila procesa prijenosa tvari 17
2.5.2. Približni proračun 17
2.5.2.1. Kremserova metoda 17
2.5.3. Strogi proračun 18
2.6. REGULACIJA PROCESA 19
2.6.1. Sustav za vođenje destilacijskih kolona 19
2.6.1.1. Regulacija procesa s vršnim produktom u plinovitom stanju 20
2.6.2. Sustav za vođenje apsorpcijskih kolona 20
2.6.3. Regulacijski ventili 21
3. METODIKA 23
3.1. SIMULACIJSKI PAKET CHEMCAD 23
3.2. SIROVINE I POMOĆNI MEDIJI 25
3.3. PROJEKTIRANJE PROCESA U STACIONARNOM STANJU 26
3.3.1. Dimenzioniranje 29
3.4. PROJEKTIRANJE DINAMIČKOG VLADANJA PROCESA 31

3.4.1. Regulacijski krugovi 33
3.4.1.1. Apsorpcijska kolona 33
3.4.1.2. Destilacijska kolona 36
4. REZULTATI I RASPRAVA 41
4.1. PRORAČUN KOLONE U STACIONARNOM STANJU 41
4.2. ANALIZA RADA REGULACIJSKIH KRUGVA 43
4.2.1. Skokomična promjena protoka pojnog plina 43
4.2.1. Skokomična promjena udjela CO_2 u pojnom plinu 48
5. ZAKLJUČCI 51
6. POPIS OZNAKA 52
7. LITERATURA 54
8. ŽIVOTOPIS 56

1.UVOD

Prirodni plin jedan je od glavnih energenata koji se koriste u današnjici i kao takav mora zadovoljavati kriterije kvalitete i čistoće proizvoda. Eksploatirani prirodni plin ovisno o izvoru sadrži određeni udio kiselih plinova. Ti plinovi nisu poželjni i potrebno ih je ukloniti iz prirodnog plina, a jedan od načina je apsorpcijom pomoću otopine amina. Budući da udio kiselih plinova uvijek mora biti ispod dozvoljene vrijednosti, a količina i sastav prirodnog plina može varirati, postrojenje za pročišćavanje prirodnog plina mora za široki raspon protoka i sastava prirodnog plina ostvarivati traženu čistoću proizvoda. Uobičajeni proces sastoji se od apsorpcije kiselog plina u otopini amina i regeneracije otopine u stripper koloni. Učinkovitost pročišćavanja prirodnog plina ovisi o količini otopine amina, veličini apsorpcijske i stripper kolone i toplinskoj dužnosti isparivača regeneratora. Pravilno projektirane kolone uvelike smanjuju trošak procesa i pridonose stabilnosti rada.

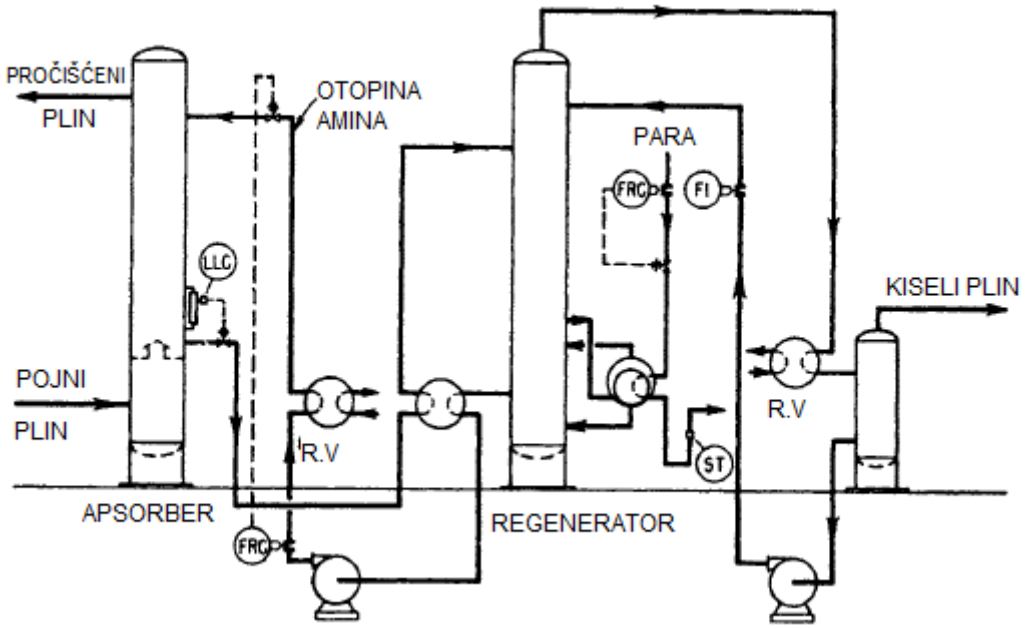
Bitno je projektirati postrojenje koje pri raznim protocima i sastavima onečišćenog prirodnog plina postiže traženu čistoću prirodnog plina s udjelima CO_2 i H_2S manjim od 10 ppm. Korištenjem programa za projektiranje i simulaciju procesa moguće je projektirati postrojenje koje zadovoljava čistoću proizvoda i razviti regulaciju koja održava proces stabilan unatoč promjenama pojne smjese i na taj način održava čistoću proizvoda konstantnom.

Cilj ovoga rada je projektirati postrojenje i sustav za vođenje procesa pročišćavanja prirodnog plina koje s pojnom smjesom različitog protoka i sastava održava stabilan rad i postiže traženu čistoću proizvoda.

2.TEORIJSKI DIO

2.1 PROCES PROČIŠĆAVANJA PRIRODNOG PLINA

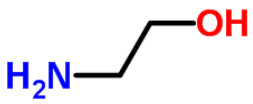
Pročišćavanje prirodnog plina kao sirovine temelji se na uklanjanju kiselih komponenti iz plina kao što su H_2S i CO_2. Uvažen način uklanjanja tih plinova je apsorpcijom pomoću vodene otopine amina. Tipični proces sastoji se od dvije glavne jedinice za separaciju, apsorpcijske i destilacijske kolone. Sam proces pročišćavanja prirodnog plina odvija se u apsorpcijskoj koloni gdje se procesom apsorpcije plin otapa u otopini amina. Proces se odvija pod visokim tlakom i temperaturama ne puno višim od okolišne. Plinoviti produkt procesa je pročišćeni prirodni plin s udjelom kiselih plinova svega nekoliko ppm. Kapljeviti produkt je obogaćena otopina amina koja se uvodi u regenerator s ciljem izdvajanja kiselih plinova iz otopine kako bi se sama otopina ponovno koristila u procesu apsorpcije. Regenerator je destilacijska stripper kolona na tlaku nižem od tlaka apsorpcije u kojoj se pomoću toplinske energije istiskuje kiseli plin iz otopine. Produkti regeneratora su osiromašena otopina amina i kiseli plin. Kako je produkt vrha kolone kiseli plin, para iz vrha kolone se parcijalno kondenzira. Kondenzat koji je uglavnom voda vraća se kao refluks dok se nekondenzirani plin izdvaja kao produkt vrha. Pročišćena otopina amina hladi se i tlači na uvjete potrebne za povrat u proces apsorpcije. Shema procesa prikazana je slikom 2.1.[1]



Slika 2.1. Proces uklanjanja kiselih plinova pomoću vodene otopine MEAa [1]

2.1.1 Monoetanolamin (MEA)

U novije vrijeme postoji veliki broj sustava koji se upotrebljavaju za otapanje kiselih plinova. Za pročišćavanje plinova primjenjuje se pet skupina amina : 1) primarni amini, 2) sekundarni amini, 3) tercijarni amini, 4) sterički zapriječeni amini i 5) miješana otapala. [2]



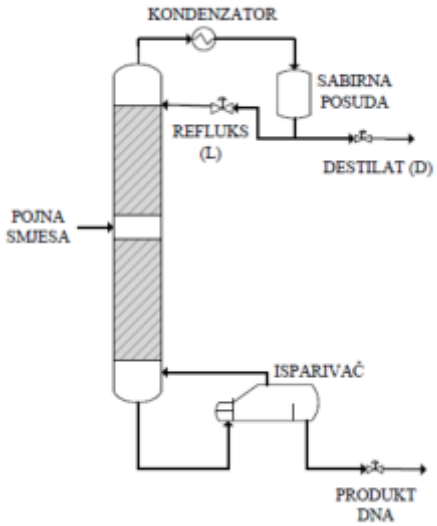
Slika 2.2. Struktura monoetanolamina[3]

Monoetalonamin je primarni amin strukture prikazane slikom 2.2.[2] Otopine primarnih amina prikladne su za visoke temperature i niske tlakove. Imaju veliku učinkovitost uklanjanja H_2S i CO_2, uz veliku energiju potrebnu za regeneraciju otapala.[2] Vodena otopina monoetanolamina se veliki broj godina primjenjivala kao osnovni apsorbens za uklanjanje H_2S i CO_2 iz prirodnih i određenih sinteznih plinova. U novije vrijeme zamijenjena je drugim, učinkovitijim sustavima, posebice za pročišćavanje prirodnog plina na visokom tlaku. Međutim, monoetanolamin se i dalje rabi kao otapalo za plinske tokove koje sadrže relativno niske koncentracije H_2S i CO_2 i ne sadrže COS i CS_2. Primjenjuje se i u slučaj kada se plin nalazi pri nižim tlakovima, a potrebno je maksimalno uklanjanje H_2S i CO_2.[1]

2.2. DESTILACIJA

Destilacija je proces razdvajanja kapljevitih smjesa na čiste komponente ili smjese komponenata određenih sastava, temeljen na osnovi razlika u vrelištima komponenata. Osniva se na činjenici da para nastala isparavanjem kapljevite smjese sadrži veći udio komponente nižeg vrelišta.[4,5] Proces destilacije može se provoditi šaržno, kontinuirano ili polukontinuirano. U prvom slučaju se pojna smjesa uvodi u kolonu, započne se sa separacijom, a nakon dostizanja željenog stupnja razdvajanja, kolona se prazni, čisti i uvodi se novo pojenje. Kod kontinuiranog procesa, koji je najekonomičniji pri velikim kapacitetima, dovođenje pojenja i odvođenje proizvoda odvija se neprekidno[6].

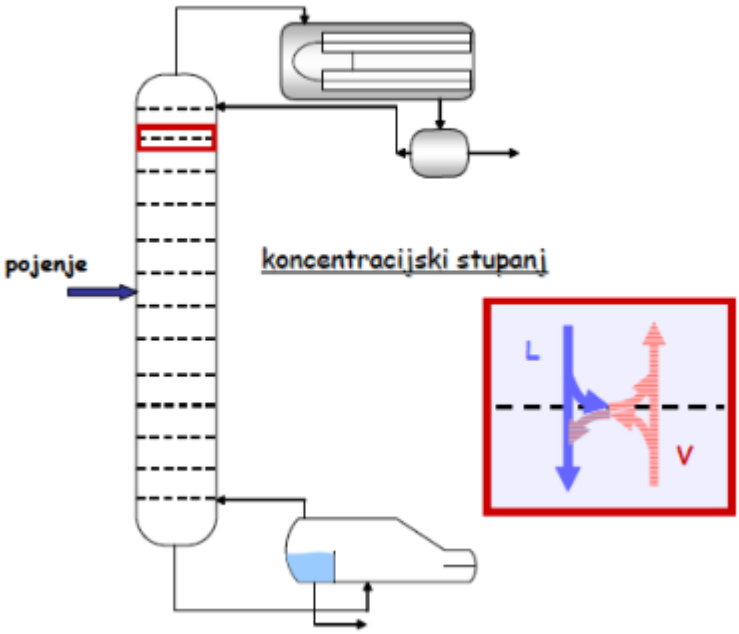
Destilacijske se kolone u pravilu sastoje od: 1) plašta - vertikalne cilindrične posude koja sadrži kontaktna tijela, 2) kontaktnih tijela (plitice ili punila) koja omogućuju bolji kontakt parne i kapljevite faze i time poboljšavaju proces separacije komponenti, 3) isparivača koji osigurava tok pare isparavanjem kapljevine na dnu kolone, 4) kondenzatora koji osigurava tok kapljevine kondenzacijom pare na vrhu kolone, 5) sabirne posude za refluks, koja u slučaju parcijalne kondenzacije ima i ulogu odvajača faza. Omjer protoka dijela produkta vrha koji se vraća u kolonu (refluks – *L*) i protoka destilata (*D*) naziva se refluksnim omjerom (*R*) i veoma je važna veličina za rad svake destilacijske kolone. [7,8]



Slika 2.3. Prikaz kolone za destilaciju

Kontaktna tijela destilacijske kolone podijeljena su na određeni broj koncentracijskih stupnjeva, sa slike 2.4. Prema definiciji, jedan koncentracijski stupanj je procesni prostor u kojem se odvija protustrujni kontakt faza, na čijem izlazu su para i kapljevina u termodinamičkoj ravnoteži. S obzirom da u realnim uvjetima nije moguće postići ravnotežno

stanje, ova definicija obuhvaća teorijski, odnosno idealni koncentracijski stupanj. Ukoliko je kolona opremljena pliticama, stvaran broj plitica potrebnih za željenu separaciju uvijek će biti veći od broja teorijskih stupnjeva, što ovisi o djelotvornosti plitica i radnim uvjetima.[4] Ukoliko je kolona ispunjena nasipnim ili strukturiranim punilima, potrebno je temeljem podataka dobivenih od proizvođača punila odrediti koja visina sloja punila odgovara jednom koncentracijskom stupnju.

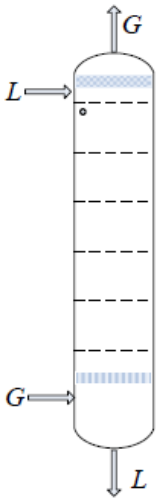


Slika 2.4. Prikaz koncentracijskih stupnjeva u koloni[4]

2.3 APSORPCIJA

Apsorpcija je separacijski proces uklanjanja jedne ili više komponenti iz plinske smjese otapanjem u prikladnom otapalu. Proces apsorpcije opisuje otapanje plinske komponente koja difundira iz plinske faze preko granice faza plin-kapljevina te se konačno dispergira u kapljevini. Glavni otpori prijenosu tvari između plinske i kapljevite faze nalaze se u laminarnom graničnom sloju na granici faza. Obzirom da se radi o dvije različite faze, otpori sa strane plina i kapljevine su različiti. Proces prijenosa tvari bit će pod kontrolom sporijeg procesa, odnosno većeg otpora. Proces apsorpcije može biti jedno-stupnjeviti ili više-stupnjeviti odnosno istostrujni ili protustrujni.[4]

Svi uređaji koji osiguravaju dobar kontakt plina i kapljevine prikladni su za apsorpciju, a kolonski se apsorberi sastoje od gotovo istih dijelova kao i destilacijske kolone: 1) plašta - vertikalne cilindrične posude koja sadrži kontaktna tijela, 2) kontaktna tijela (plitice ili punila) koja omogućuju bolji kontakt parne i kapljevite faze.



Slika 2.5. Prikaz kolone za apsorpciju[4]

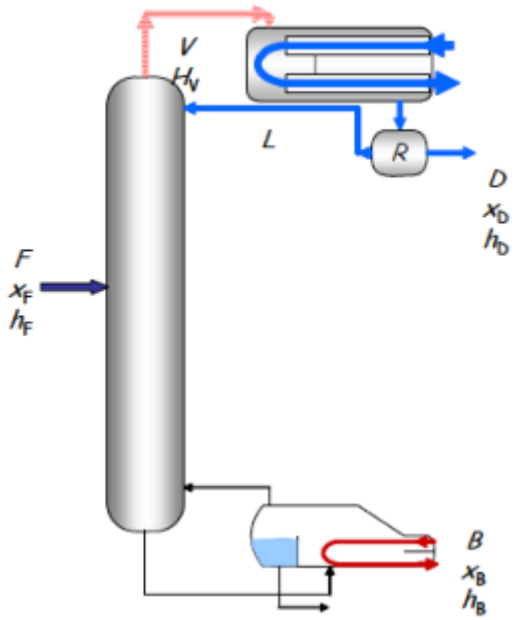
Slično kao i kod destilacije, kontaktna tijela apsorpcijske kolone podijeljena su na određeni broj koncentracijskih stupnjeva, a stvaran broj separacijskih stupnjeva je veći. Sva već navedena pravila za kontaktna tijela u opisu destilacije vrijede i za apsorpciju.[4]

2.4. MODELIRANJE PROCESA KONTINUIRANE DESTILACIJE U STACIONARNOM STANJU

Postoje dvije osnovna načina proračuna procesa destilacije: *brzi* i *strogi*. Brzi proračuni, kao što je grafička McCabe-Thiele metoda, odnosno algebarska Fenske-Underwood metoda, omogućavaju proračun približnih rezultata. Najčešće služe za preliminarne proračune potrebne za brze usporedbe različitih uvjeta procesa, kao i za izračun početnih vrijednosti za stroge proračune. Strogi proračuni zahtijevaju poznavanje većeg broja parametara, ali daju mnogo točnije rezultate i mogu poslužiti kao osnova za dimenzioniranje opreme. Strogi proračun podrazumijeva proračun svakog pojedinog ravnotežnog stupnja unutar destilacijske kolone.

2.4.1. Bilanca tvari i energije

Početak svakog proračuna je definiranje vanjske bilance tvari i energije destilacijske kolone, odnosno separacijskog zadatka. Na slici 2.6 prikazani su osnovni vanjski tokovi tvari i energije u procesu destilacije s dva proizvoda. Na temelju tih veličina postavlja se vanjska bilanca tvari i topline prema sljedećim izrazima.



Slika 2.6. Kontinuirana kolonska destilacija[4]

Ukupna bilanca tvari iskazuje se izrazom:

$$F = D + B \tag{1}$$

a bilanca za lakše hlapivu komponentu izrazom:

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + B \cdot x_B \quad (2)$$

Ukupna bilanca topline za kolonu iskazuje se izrazom:

$$Q_{isp} + F \cdot h_F = Q_{kond} + B \cdot h_B + D \cdot h_D + Q_{gubitka} \quad (3)$$

Toplina koju isparivač mora dovesti u sustav računa se iz bilančne jednadžbe:

$$Q_{isp} = Q_{kond} + B \cdot h_B + D \cdot h_D + Q_{gubitka} - F \cdot h_F \quad (4)$$

Uz zadani refluksni omjer može se izračunati koju količinu topline mora odvesti kondenzator. Na vrhu kolone izlazi para koja zatim ulazi u kondenzator gdje se kondenzira te se dio vraća u kolonu, a dio odvodi kao destilat iz kolone.

Toplina kondenzacije računa se prema:

$$Q_{kond} = V \cdot \lambda = (D + L) \cdot \lambda \quad (5)$$

Ako se brojnik i nazivnik podijele s D, dobiva se:

$$Q_{kond} = D \cdot (R + 1) \cdot \lambda \quad (6)$$

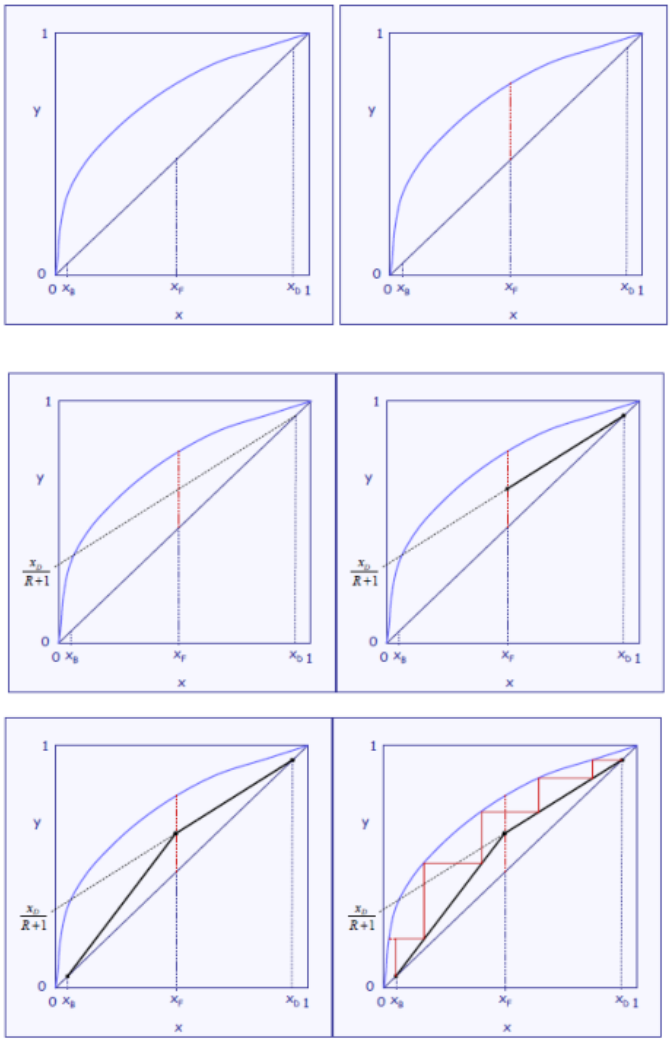
2.4.2. Približni proračun

Nakon određivanja radnog tlaka, sljedeći korak u projektiranju kolone je određivanje potrebnog broja ravnotežnih stupnjeva za određeni separacijski zadatak. Njihov broj može se odrediti grafičkim metodama poput McCabe-Thieleove metode i Ponchon-Savaritove metode, kao i računskim metodama koje uključuju Fenske-Underwood-Gillilandovu metodu.

2.4.2.1. McCabe-Thieleova metoda

Ova metoda primjenjuje se za određivanje teoretskog broja koncentracijskih stupnjeva dvokomponentnih sustava. Osnovna pretpostavka metode je da je omjer protoka kapljevine i pare kroz kolonu stalan u obje sekcije kolone; slične su topline isparavanja obje prisutne komponente (za svaki mol teže hlapive komponente koja se kondenzira, ispari jedan mol lakše hlapive komponente).

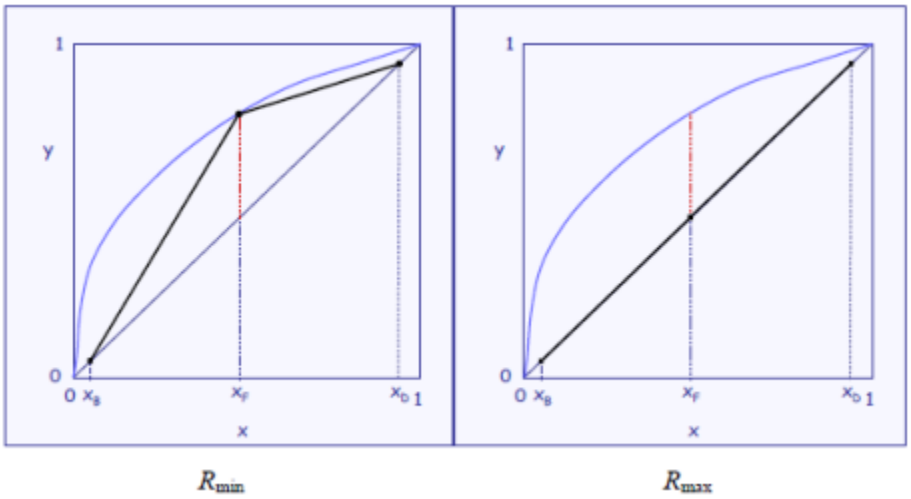
To je jednostavan način ispitivanja utjecaja različitih procesnih parametara na broj koncentracijskih stupnjeva potrebnih za željenu separaciju. Koraci proračuna prikazani su na slici 2.7.



Slika 2.7. McCabe-Thieleova metoda[4]

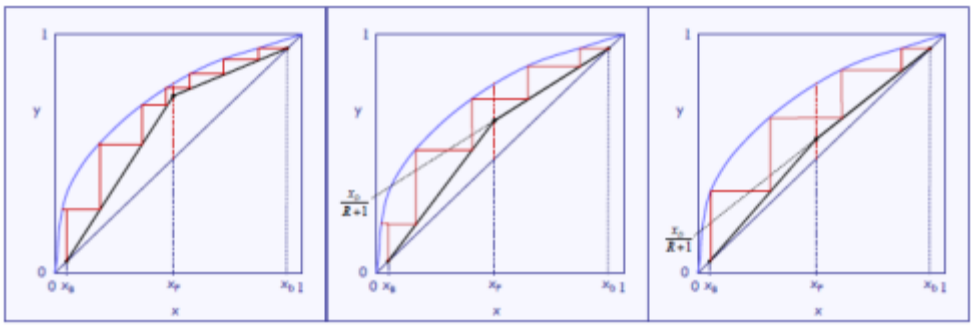
U ravnotežni se dijagram prvo ucrtaju koncentracije pojne smjese, x_F , destilata, x_D , i donjeg produkta, x_B . Nakon toga se, ovisno o stanju pojne smjese, na mjestu ulaska pojne smjese u kolonu (sastav x_F) ucrta q-linija. Za poznati refluksni omjer računa se nagib gornjeg radnog pravca (x_D /R+1) i označi na y-osi te se kroz tu točku i mjesto gdje sastav destilata, x_D, siječe dijagonalu provuče pravac. S obzirom da gornji radni pravac opisuje dio kolone iznad mjesta pojenja, njemu odgovara dio ucrtanog pravca od točke (x_D = y_D ,) do presjecišta sa q-linijom (podebljani dio ucrtanog pravca). Donji se radni pravac jednostavno dobiva spajanjem točke gdje gornji radni pravac siječe q-liniju i točke gdje sastav donjeg produkta, x_B, siječe dijagonalu. Broj teoretskih koncentracijskih stupnjeva dobiva se ucrtavanjem pravokutnih trokuta između radnih pravaca i ravnotežne krivulje, počevši od vrha kolone, odnosno mjesta gdje sastav destilata siječe dijagonalu. Ukoliko se radi o koloni s pliticama, dobiveni broj stupnjeva se mora zaokružiti na prvi veći broj, za kolonu s punilima ostavlja se očitani NTU.

Dva su granična teoretska slučaja između kojih se nalazi stvarni refluksni omjer, R_{min} i R_{max} ,slika 2.8. Za minimalni refluksni omjer radni se pravci sijeku na mjestu gdje *q*-linija siječe ravnotežnu krivulju. U tom slučaju broj potrebnih koncentracijskih stupnjeva za željenu separaciju teži u beskonačnost. Naime, nije moguće ucrtati konačan broj koncentracijskih stupnjeva kako se radni pravac približava ravnotežnoj krivulji. U slučaju totalnog refluksa, R_{max}, dobiva se minimalan broj teoretskih koncentracijskih stupnjeva. Oba granična slučaja nemaju praktično značenje jer bi rezultirali beskonačno visokom kolonom ili ne bi bilo gornjeg produkta, odnosno cijeli destilat bi se vraćao u kolonu.[4]



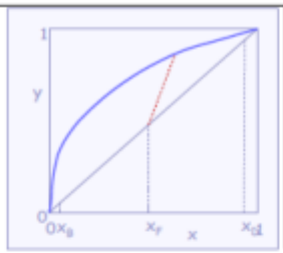
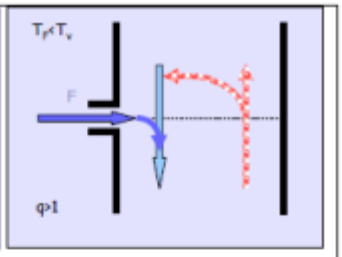
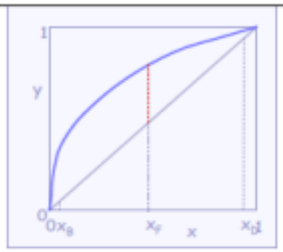
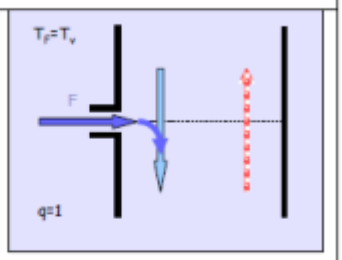
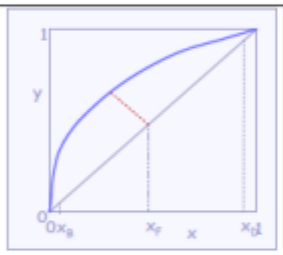
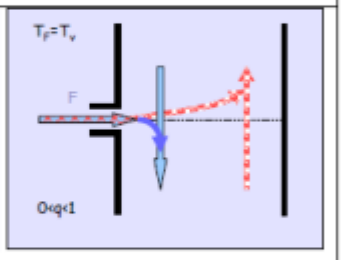
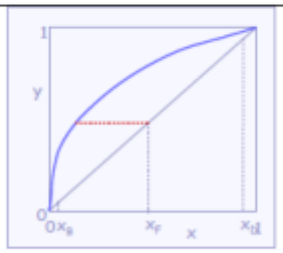
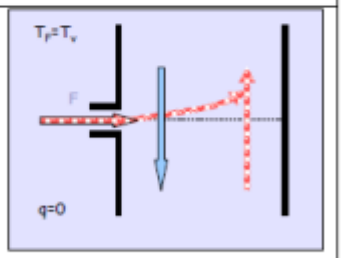
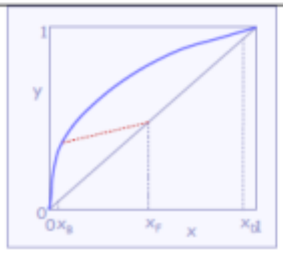
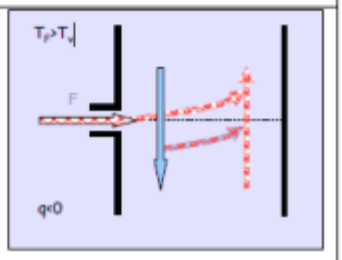
Slika 2.8. Granični slučajevi položaja radnih pravaca[4]

Na slici 2.9 vidi se kako je s povećanjem refluksnog omjera za ostvarenje željene separacije (željeni sastav destilata i gornjeg produkta) potreban sve manji broj koncentracijskih stupnjeva, odnosno sve niža kolona. Naime, što se više gornjeg produkta vraća u kolonu, ostvaruje se bolja separacija jer je moguće ukapljiti sve veću količinu zaostale teže hlapive komponente u gornjem produktu. Na taj način udio lakše hlapive komponente u destilatu raste.[4]



Slika 2.9. Utjecaj refluksnog omjera na broj koncentracijskih stupnjeva[4]

Ako je pojna smjesa pothlađena kapljevina, potrebno je dovesti količinu topline koja će pojnu smjesu zagrijati do temperature vrelišta da bi se na pojnom stupnju osiguralo vrenje. Para predaje toplinu pojnoj smjesi, a kapljevina se slijeva na donji stupanj. Za slučaj kada je pojna smjesa kapljevina na temperaturi vrelišta, na pojnom stupnju nema izmjene topline i tvari, već se kapljevina pridružuje toku prema stupnju ispod pojnog. Ako je pojenje smjesa pare i kapljevine na temperaturi vrelišta, faze će se razdvojiti i pridružiti odgovarajućim tokovima, bez izmjene tvari i topline. Izmjene topline i tvari nema ni u slučaju ako je pojna smjesa para na temperaturi vrelišta, već se samo para pridružuje toku pare prema vrhu kolone. Konačno, u slučaju kada je pojna smjesa pregrijana para, toplina se s pojne smjese prenosi na kapljevinu. Para se pridružuje toku prema gornjem stupnju.[4]

kapljevina ($T_F<T_v$) **q > 1**		
kapljevina ($T_F=T_v$) **q = 1**		
smjesa pare i kapljevine ($T_F=T_v$) **0 < q < 1**		
para ($T_F=T_v$) **q = 0**		
pregrijana para ($T_F>T_v$) **q < 1**		

Slika 2.10. Ilustrirani prikaz karakterističnih slučajeva položaja q-linije[4]

2.4.2.2. Fenske-Underwoodova metoda

Fenske-Underwoodova metoda služi za određivanje R_{min} i NTU_{min}. Ova metoda se bazira na pretpostavci stalnog molarnog protoka tvari kroz sustav (kolona ili plitica) i stalne relativne hlapivosti $\alpha_{1,2}$. Minimalni broj teoretskih stupnjeva, NTU_{min}, ostvaruje se kod totalnog refluksa ($R \rightarrow \infty$).

$$NTU_{min} = \frac{log\left(\left(\frac{x_a}{x_b}\right)_D \cdot \left(\frac{x_b}{x_a}\right)_b\right)}{log(\alpha_{1,2})} \tag{7}$$

$$NTU_{min} = \frac{log\left(\frac{x_D \cdot (1-x_B)}{x_B \cdot (1-x_D)}\right)}{log(\alpha_{1,2})} - 1 \tag{8}$$

Minimalni refluksni odnos, R_{min}, dobiva se za $NTU \rightarrow \infty$.

$$R_{min} = \frac{1}{\alpha_{ab}-1} \cdot \left(\left(\frac{x_D}{x_F}\right)_a - \alpha_{ab} \cdot \left(\frac{x_D}{x_F}\right)_b\right) \tag{9}$$

$$R_{min} = \frac{1}{\alpha_{1,2}-1} \cdot \left[\frac{x_D}{x_F} - \alpha_{ab} \cdot \frac{1-x_D}{1-x_F}\right] \tag{10}$$

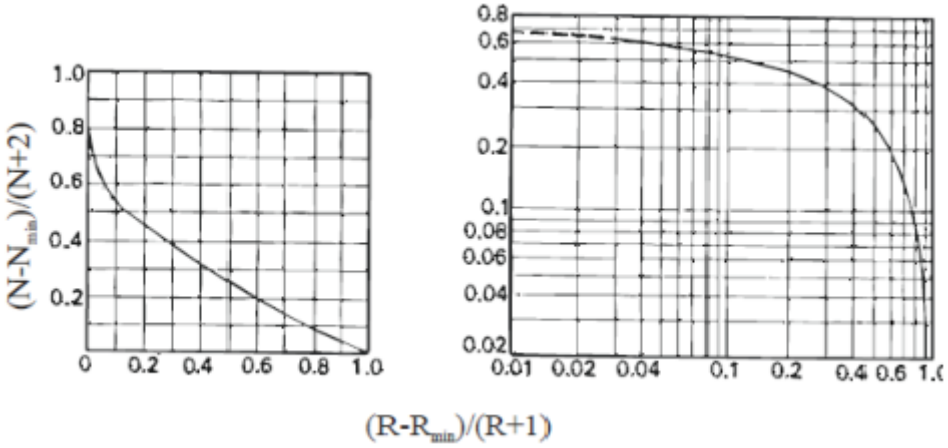
U ovom slučaju *a* je lakše, a *b* teže hlapljiva komponenta.

Za određivanje mjesta pojenja koristi se empirijski postupak Kirkbridea, odnosno njegova modifikacija.[9]

$$NTU_F = \frac{NTU}{1+\left[\left(\frac{x_b}{x_a}\right)_F \cdot \left(\frac{x_{a,B}}{x_{b,D}}\right)^2 \cdot \frac{B}{D}\right]^{0,206}} - 0.5log(NTU) \tag{11}$$

2.4.2.3. Gillilandova metoda

Gillilandov dijagram daje empirijsku relaciju između broja teoretskih jedinica prijenosa i refluksnog omjera. Za danu destilaciju minimalni refluksni omjer i minimalni broj teoretskih jedinica prijenosa mogu se odrediti McCabe-Thieleovom metodom ili izračunati prema Fenske Underwoodoj metodi.[4]

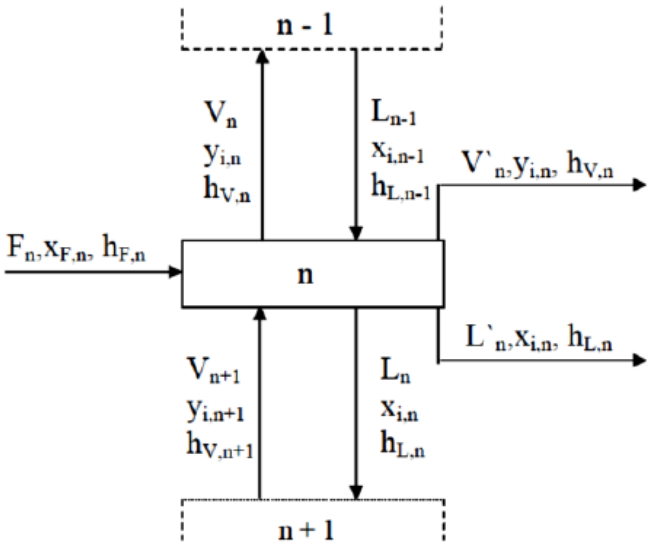


Slika 2.11. Gillilandova korelacija između refluksnog omjera i broja koncentracijskih stupnjeva[4]

2.4.3. Strogi proračun

Prije 1950-ih proračun destilacijskih kolona provodio se najčešće ručno. Iako su bili na raspolaganju strogi proračuni, teško ih je bilo primjenjivati jer su zahtijevali jako puno vremena. Uvođenjem računala strogi proračuni postali su osnovni alat za dimenzioniranje, a uloga brzih postupaka svela se na eliminaciju nepovoljnih alternativa, nalaženje polaznih podataka za proračun strogim postupkom i nalaženje uzroka i uklanjanje problema pri dimenzioniranju. Uvođenje računala također je dovelo do brzog razvoja boljih strogih proračuna, djelotvornijih i primjenjivih na složene kolone.[10] Ti modeli temelje se na *MESH* (*mass – equilibrium – summation – enthalpy*) sustavu jednadžbi koje se postavljaju za svaki pojedini ravnotežni stupanj.

MESH jednadžbe su jednadžbe bilance tvari, jednadžbe ravnoteže faza za svaku komponentu, jednadžbe sumiranja molnih udjela komponenti i bilance entalpije za svaki ravnotežni stupanj prikazan na slici 2.12.[11]



Slika 2.12. Ravnotežni stupanj s podacima potrebnim za *MESH* proračun

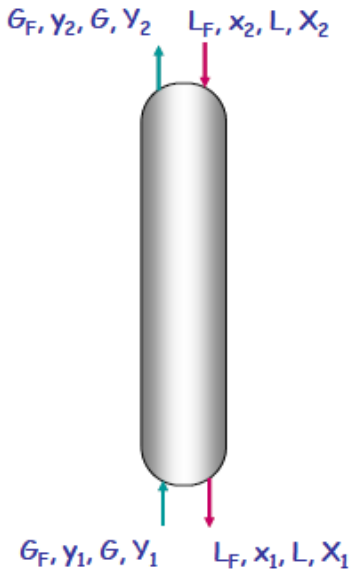
MESH proračun predstavlja sustav nelinearnih jednadžbi i rješava se iteracijski. Za kvalitetan proračun potrebno je znati informacije o pojenju (protok, sastav i stanje), broj stupnjeva (plitica) u koloni, brojeve pojne i izlaznih plitica plitice te pad tlaka u koloni.[11]

2.5. MODELIRANJE PROCESA PROTUSTRUJNE KOLONSKE APSORPCIJE U STACIONARNOM STANJU

Za proračun apsorpcijske kolone primjenjuje se brzi i strogi proračun, kao i kod destilacijske kolone, što je razumljivo budući da se radi o proračunu kolone. Kako je već navedeno, strogi proračun podrazumijeva proračun svakog pojedinog ravnotežnog stupnja unutar destilacijske kolone. Kako se u procesu apsorpcije ne dovodi toplinska energija naglasak kod definiranja sustava je na bilanci tvari i pokretačke sile prijenosa tvari.

2.5.1 Bilanca tvari

Početak svakog proračuna, pa tako i apsorpcijske kolone, je definiranje vanjske bilance tvari kao i pokretačke sile procesa prijenosa tvari apsorpcije u koloni, odnosno separacijskog zadatka. Na slici 2.13 prikazani su osnovni vanjski tokovi tvari u procesu protustrujne kolonske apsorpcije s jednom strujom plina i kapljevine. Na temelju tih veličina, postavlja se vanjska bilanca tvari prema sljedećim izrazima.



Slika 2.13. Protustrujna kolonska apsorpcija[4]

Protoci čistog plina i čistog otapala:

$$G=G_F\,(1-y_1) \tag{12}$$

$$L=L_F\,(1-x_2) \tag{13}$$

Bilanca tvari može se izraziti preko ukupnih protoka i udjela ili preko protoka čistih faza i sljedećih odnosa:

$$G_F\cdot\Delta y=L_F\cdot\Delta x \tag{14}$$

$$G \cdot \triangle Y = L \cdot \triangle X \quad (15)$$

Minimalni protok kapljevine određuje se prema izrazu:

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_{eq}(Y_1) - X_2} \quad (16)$$

2.5.1.1 Srednja pokretačka sila procesa prijenosa tvari

Količina prenesene tvari jednaka je umnošku koeficijenta prijenosa tvari, površine izmjene tvari i pokretačke sile prema općoj kinetičkoj jednadžbi što je prikazano sljedećim izrazima:

$$n_A = K_y \cdot \triangle Y_{lm} \cdot A \quad (17)$$

Pokretačka se sila određuje može se izraziti s obzirom na plinsku i kapljevitu fazu. Pokretačka sila izražena s obzirom na plinsku fazu dana je sljedećim izrazima:

$$\Delta Y_{lm} = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln\left(\frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}\right)} \quad (18)$$

$$\triangle Y_1 = Y_1 - Y_{eq}(X_1) \quad (19)$$

$$\triangle Y_2 = Y_2 - Y_{eq}(X_2) \quad (20)$$

Pokretačka sila izražena s obzirom na kapljevitu fazu dana je sljedećim izrazima:

$$\Delta X_{lm} = \frac{\Delta X_1 - \Delta X_2}{\ln\left(\frac{\Delta X_1}{\Delta X_2}\right)} \quad (21)$$

$$\triangle X_1 = X_{eq}(Y_1) - X_1 \quad (22)$$

$$\triangle X_2 = X_{eq}(Y_2) - X_2 \quad (23)$$

2.5.2 Približni proračun

Približni proračun, kao i u slučaju s destilacijom, omogućava proračun približnih rezultata i najčešće služi za preliminarne proračune.

2.5.2.1 Kremserova metoda

Kremserova metoda primjenjuje se za preliminarni proračun potrebnog broja ravnotežnih stupnjeva, kao i potrebnog toka apsorbenta. Primjena bilance tvari i jednadžbi faznih ravnoteža za koncentracijske stupnjeve od 1 do N-1, 1 do N-2 itd. dovodi do sljedećih jednadžbi.

Za svaku komponentu *i* :

$$(v_i)_N = (v_i)_0(\Phi_i)_A = (l_i)_{N+1}[1-(\Phi_i)_S] \quad (24)$$

gdje je$(\Phi_i)_A$ udio komponente *i* pojnog plina koja nije apsorbirana, $(\Phi_i)_S$ udio komponente *i* pojne kapljevine koja nije stripiran.

Minimalni protok apsorbenta potreban za traženu apsorpciju pojnog plina s ključnom komponentom *K* i s beskonačnim brojem ravnotežnih stupnjeva prikazan je jednadžbom:[12]

$$(L_{N+1})_{min}=K_K V_0[1-(\Phi_K)_A] \quad (25)$$

2.5.3 Strogi proračun

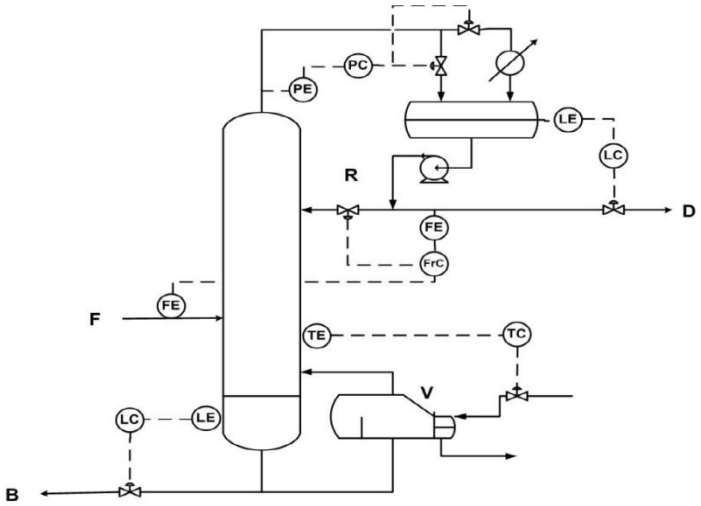
Strogi proračun apsorpcijske kolone temelji se na MESH jednadžbama.

2.6 REGULACIJA

Postrojenja ne rade u stacionarnome stanju, stoga je potrebno odstupanja otkloniti kako bi postrojenje nesmetano radilo uz stabilne radne varijable. Idealna regulacija rezultirala bi uvjetima poput onih u stacionarnom stanju. Kako to nije moguće, potrebno je razviti sustav vođenje koji će održavati proces stabilnim.

2.6.1 Sustav za vođenje destilacijskih kolona

Pri projektiranju sustava za vođenje destilacijske kolone teško je na samom početku definirati optimalni način regulacije, već se do optimalnog načina vođenja dolazi razvojem sustava. Standardni proces destilacije opisuje jedan pojni tok i dva toka produkta. Para na vrhu kolone kondenzira se u kondenzatoru, a dio izlazi kao destilat. Relativne hlapivosti komponenata omogućavaju velike reflukse omjere. Kapljevina s dna kolone se djelomično isparava dok dio izlazi kao produkt dna. Standardnom procesu destilacije najbolje odgovara regulacijski sustav prikazan na slici 2.14. Valja napomenuti kako postoji mnogo sustava čija se separiracija provodi destilacijom pri čemu postoje različite varijante izvedbe vođenja procesa. Kako postoje slučajevi koji manje ili više odstupaju od standardnog procesa destilacije, svaki proces treba se promatrati i razviti zasebno.[13,14,15]



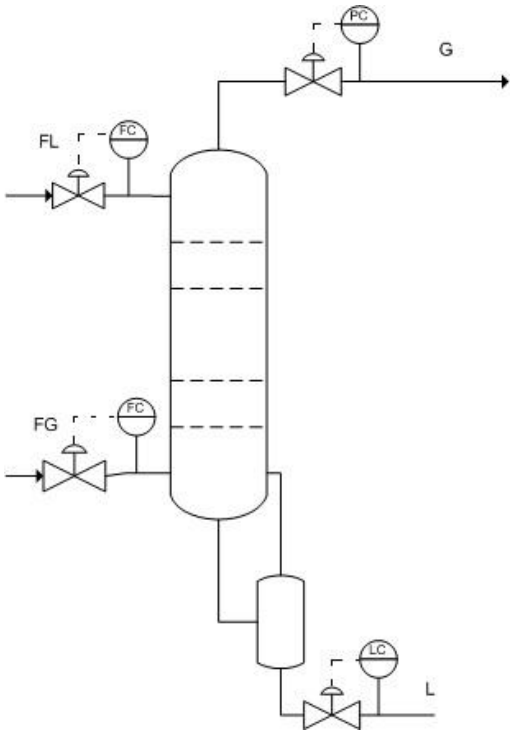
Slika 2.14. Destilacijska kolona sa standardnom regulacijskom strukturom[16]

2.6.1.1 Regulacija procesa s vršnim produktom u plinovitom stanju

Postoje slučajevi kada se jako hlapive komponente ili otopljeni plinovi koji ne mogu kondenzirati u radnim uvjetima vrha kolone, izdvajaju kao produkt vrha. Para s vrha kolone se parcijalno kondenzira, odnosno, prisutna je samo kondenzacija refluksa. Uz dovoljnu količinu rashladnog sredstva kojim se održava zadana temperatura, nije potrebna dodatna regulacija. U slučajevima kad se zahtijeva vršni produkt u parnom stanju, vršni produkt se oduzima, a kondenzira se samo refluks. Na taj način izbjegava se potrošnja dodatne energije i uvođenje opreme za ponovno isparavanje. Navedeni sustav izričito ovisi o regulaciji, ovisnost između tlaka i količine vršnog produkta otežava regulaciju jer je potrebno regulirati protok rashladnog sredstva, pri čemu se radi o sustavu sa sporim odzivom i tlakom koji ima brzi odziv.

2.6.2 Sustav za vođenje apsorpcijskih kolona

Projektiranje sustava za vođenje apsorpcijske kolone slično je onome za destilacijske kolone u onoj mjeri koliko su u stanovitim segmentima procesi slični. Standardni proces apsorpcije opisuje jedna pojna smjesa plina koja se uvodi na dnu kolone te tok otapala u kapljevitom stanju koja se uvodi na vrhu kolone. Produkt vrha je plin pročišćen od nečistoća, a produkt dna je bogato otapalo koje sadrži nečistoće iz pojnog plina. Slikom 2.15 prikaz je regulacijski sustav koji se primjenjuje kod standardne apsorpcijske kolone. Kako je već navedeno za destilaciju, postoji više načina vođenja koji ovise o sustavima koji se apsorbiraju i samome procesu apsorpcije. To je razlog zašto se svakome slučaju treba individualno pristupiti i zasebno razviti sustav za vođenje.[13,14,15]



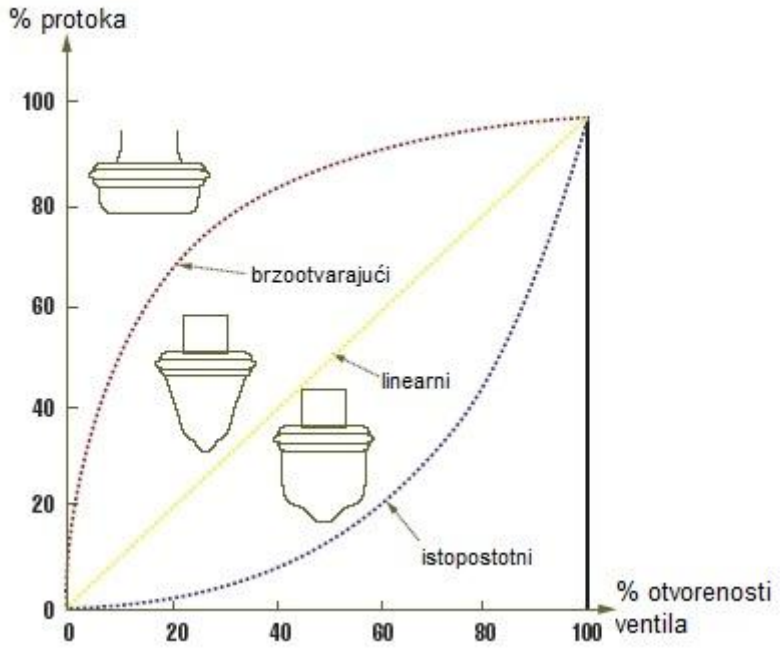
Slika 2.15 Vođenje procesa u apsorpcijskoj koloni

2.6.3 Regulacijski ventili

Kao izvršni elementi se, u pravilu, upotrebljavaju regulacijski ventili. Kako bi odzivi na promjene u procesu bili pravovremeni i kako bi u što kraćem vremenskom roku kompenzirali poremećaje potrebno je izabrati odgovarajući ventil. Nakon odabira ventila potrebno ga je dimenzionirati kako bi djelovao na optimalnom radnom području. Regulacijski ventili mijenjaju protoke u procesu ili tokove kod prijenosa topline sa zadatkom vraćanja u ustaljeno stanje tvari i topline kada dođe do promjena u procesu. Ventili upravljaju protocima promjenom otvorenosti, odnosno promjenom energije koja je fluidu potrebna da prođe kroz ventil. Pri zatvaranju ventila razlika tlakova koja je potrebna za prolaz kroz ventil pri istom protoku povećava se, stoga se protok smanjuje. Također je potrebno odlučiti hoće li protok regulirati ventil ili pumpa s promjenjivim brojem okretaja. Pumpe s promjenjivim brojem okretaja mijenjaju protok tako da promjene brzinu okretanja. Prednost pumpi s promjenjivim brojem okretaja u odnosu na pumpe sa stalnim brojem okretaja jest ta da ne dolazi do gubitka energije jer se brzina okretanja rotora pumpe prilagođava potrebama u procesu. [12,13,17]

Regulacijski ventili dijele se u tri osnovne skupine s obzirom na odnos između otvorenosti ventila i ostvarenog protoka, što je prikazano slikom 2.16: 1) Brzootvarajući, s padajućom osjetljivosti. Značajka tog ventila jest da je osjetljivost ventila, tj. promjena

protoka, na promjenu otvorenosti ventila, opada što je ventil više otvoren, 2.) Linearni, kod kojeg je osjetljivost ventila približno stalna na cijelom radnom području protoka. ,3.) Istopostotni, s porastom osjetljivosti. Osjetljivost ventila je stalni postotak danog protoka. [13, 17]



Slika 2.16 Značajke regulacijskih ventila [17]

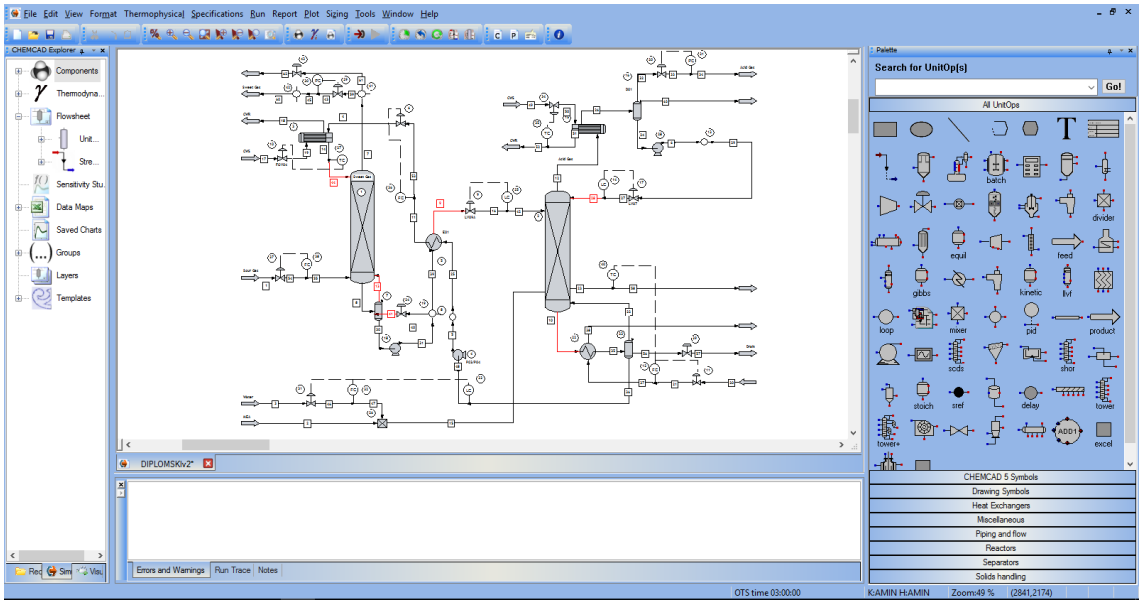
Dobro odabrani i dimenzionirani ventil djeluje na optimalnom radnom području što osigurava dobru regulaciju. Ventili se dimenzioniranju shodno veličini protoka prema jednostavnoj jednadžbi otpora u kojoj se definira K vrijednosti.[13]

$$F_v = K_v\sqrt{\frac{\Delta p}{\rho}} \tag{26}$$

3. METODIKA

3.1 PROGRAMSKI PAKET CHEMCAD

CHEMCAD je programski sustav tvrtke *Chemstations Inc.* koji se u industriji koristi za simulaciju kemijskih procesa. Program se sastoji od sučelja koje grafički prikazuje razmatrani proces. Softverski paket sadrži veliki broj pripremljenih modela uređaja i procesa, baze podataka kemijskih spojeva i velikog broja termodinamičkih modela i podataka. U programu je moguće simulirati kontinuirane, šaržne i polukontinuirane procese. Kod procesa destilacije i apsorpcije postoji niz prethodno ugrađenih modela prema kojima se može simulirati stvarni proces na postrojenju. Raspoloživi modeli za destilacijske procese u kolonama su *Shortcut*, *SCDS* i *Tower* modeli, dok su za procese apsorpcije na raspolaganju *SCDS* i *Tower* modeli.[11]



Slika 3.1. Prikaz grafičkog sučelja programskog paketa *CHEMCAD*

Za brzi proračun destilacijske kolone uobičajeno se koristi *Shotrcut* model. On se temelji na Fenske – Underwood – Gilliland – Kirkbride sustavu jednadžbi. Definirani parametri ovog modela su protok i sastav pojenja te raspodjela ključnih komponenti, nakon čega slijedi procjena raspodjele ostalih komponenata, izbor kondenzatora i određivanje radnog tlaka, ravnotežno isparavanje pojenja kod radnog tlaka te izračunavanje raspodjele komponenti u proizvodima. Ako raspodjela nije zadovoljavajuća, proračun se vraća na izbor kondenzatora. Čim se zadovolji raspodjela izračunava se minimalni broj plitica (N_{min}) jednadžbom prema Fenskeu, zatim minimalni rafluksni omjer (R_{min}) prema Underwoodu. Iza

toga slijedi proračun pravog radnog omjera refluksa, pravog broja plitica prema Gillilandovoj jednadžbi te određivanje pojne plitice prema Kirkbrideovoj jednadžbi. Na samom kraju se dimenzioniraju kolona i izmjenjivač topline. *Tower* i *SCDS* modeli spadaju u rigorozne modele proračuna koji se temelje na *MESH* sustavu jednadžbi za svaku pojedinu pliticu. *TOWER* je rigorozni model koji simulira proračun svih kolona, uključujući apsorbere i stripere. *TOWER* model provodi proračun „plitica po plitica“ gdje se promatrani teorijski stupanj opisuje MESH jednadžbama. *SCDS,* kao i *TOWER*, je rigorozni proračun „plitica po plitica“. Za razliku od TOWER modela, SCDS može simulirati i trofazne sustave (LLV), reaktivnu destilaciju te sustave s izrazito neidealnim *K* vrijednostima, odnosno slučajeve u kojima relativna hlapljivost komponenata izrazito ovisi o sastavu, kao što su sustavi s pojavom azeotropa. *SCDS* podržava i neravnotežni model procesa destilacije u kojem se na svakom ravnotežnom stupnju umjesto fazne ravnoteže računa stvarni prijenos tvari preko međufazne površine. Simulacija traje dulje od *TOWER* modela, osobito kada je uključeno više od 10 komponenta. [11] Modeli *SCDS* i *TOWER* podržavaju dinamički način rada koji se koristi za analizu dinamičkog vladanja procesa i projektiranje vođenja procesa.

3.2 SIROVINE I POMOĆNI MEDIJI

Prije projektiranja postrojenja potrebno je znati koje su sirovine i pomoćni mediji na raspolaganju kako bi se, u skladu s mogućnostima, projektiralo postrojenje koje zadovoljava tražene uvjete. Sirovina je pojni plin (kiseli prirodni plin) čija su svojstva i sastav prikazani tablicom 3.1. Za otapalo kiselih plinova u procesu apsorpcije koristi se 15 % mas. otopina monoetanol amina pri tlaku 63 bar i temperaturi 45°C.

Tablica 3.1. Sastav i svojstva pojnog plina

Temperatura / °C	32,0
Tlak / bar	65,5
Udio pare	1
Ukupni molni tok / $kmol \cdot h^{-1}$	2651,2
Ukupni maseni tok / $kg \cdot h^{-1}$	47842,1
Sastav, mol. %	
Metan	87,80
Etan	9,76
Sumporovodik	0,49
Ugljikov dioksid	1,95

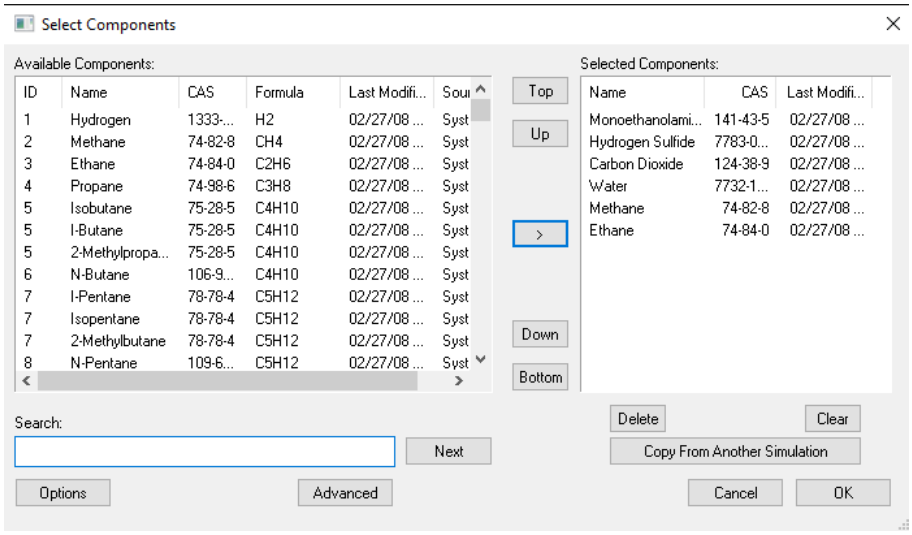
Kako se regeneracija otopine amine odvija u striperskoj koloni, potrebna je ogrjevna para i rashladna voda za kondenzaciju para s vrha kolone i vraćanje temperature produkta dna regeneracije na uvjete pogodne za vraćanje otopine u proces apsorpcije. Uz pomoćne medije na raspolaganju je i električna struja potrebna za pokretanje pumpi koje otopinu amina vraćaju na tlak potreban za povratak otopine u apsorber. Na raspolaganju su pomoćni mediji prikazani tablicom 3.2.

Tablica 3.2. Svojstva pomoćnih medija

	T / °C	p / bar	Udio pare
Ogrjevna para	155	5	1
Rashladna voda	20/20	2/3,5	0/0

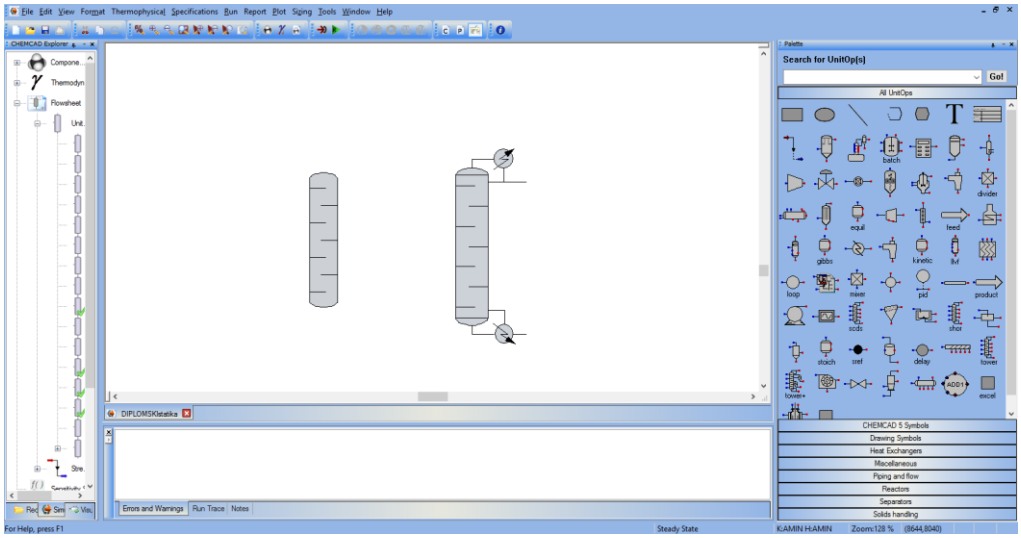
3.3 PROJEKTIRANJE PROCESA U STACIONARNOM STANJU

Prvi korak kod simulacije sustava je odabir komponenti koje čine pojnu smjesu i koje se upotrebljavaju kao mediji za prijenos topline, kao što je prikazano slikom 3.1.

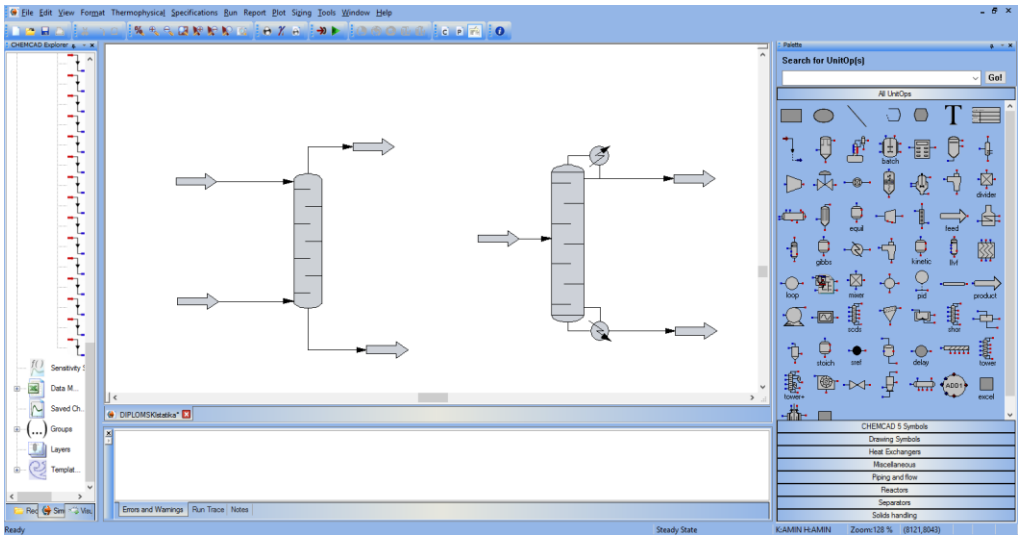


Slika 3.2. Odabir komponenti

Nakon odabira komponenti, program predlaže termodinamički model koji shodno *CHEMCAD*-ovom algoritmu najbolje opisuje odabrani sustav. Predloženi termodinamički model može se promijeniti ovisno o literaturi ili iskustvu. Slika 3.3. prikazuje odabir modela za uređaj koji se proračunava i. U konkretnom slučaju apsorpcijske i destilacijske kolone. Slika 3.4. prikazuje broj procesnih tokova koji su vezani na model za proračun kolone.

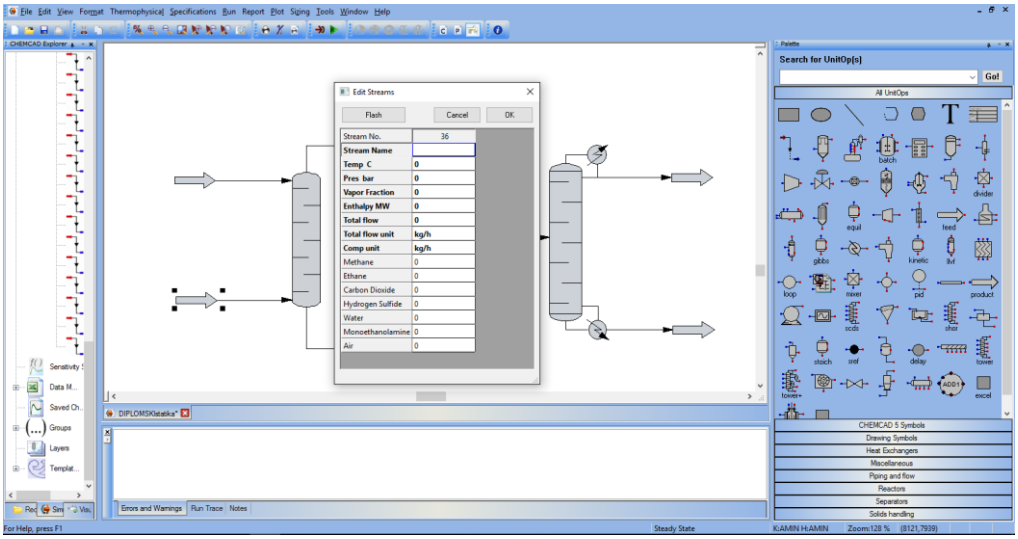


Slika 3.3. Odabir modela apsorpcijske i destilacijske kolone



Slika 3.4. Model apsorpcijske i destilacijske kolone s pojnim strujama i strujama produkata

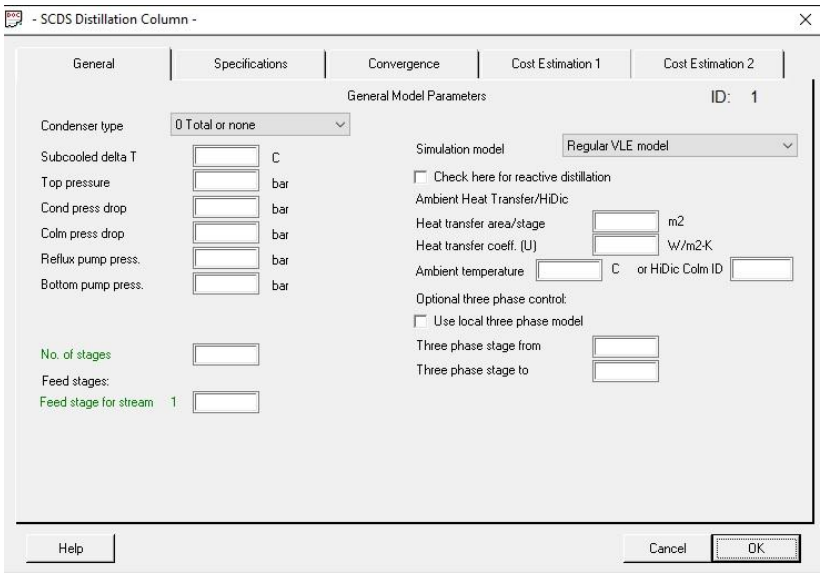
U izborniku za definiranje pojne smjese unose se podaci koji opisuju odabranu pojnu smjesu kao što je prikazano slikom 3.5. Potrebno je unijeti iznose tlaka, temperature, ukupnog protoka i sastava smjese.



Slika 3.5. Definiranje pojne smjese

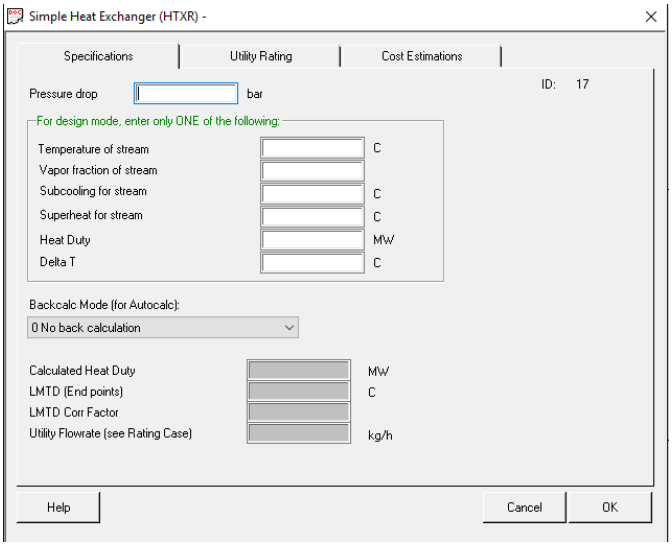
Slijedi unospodataka za simulaciju kolone modelom *SCDS*. Slika 3.6. prikazuje sučelje za definiranje modela. Upisuje se tlak kolone, broj ravnotežnih stupnjeva, ravnotežni stupanj na kojemu se u proces uvodi pojna smjesa, pad tlaka u koloni, vrsta kondenzatora, pad tlaka u kondenzatoru, specifikacija kondenzatora i isparivača pomoću kojih se opisuje tok pare i kapljevine, kao i dovedena odnosno odvedena toplina. Moguće je definirati djelotvornost realnog ravnotežnog stupnja u slučaju da je poznata djelotvornost opreme koja ispunjava kolonu. Nakon upisa potrebnih podataka pokreće se simulacija. U slučaju

neuspješnog proračuna, program javlja grešku i njen opis, a nakon provedene simulacije ispisuju se rezultati u grafičkom i tabličnom obliku ili se obrađuju u drugim programima poput *Microsoft Excel*-a. Sve opisane veličine se ne moraju definirati, pa tako kod definiranja apsorpcijske kolone nije potrebno specificirati kondenzator i isparivač.

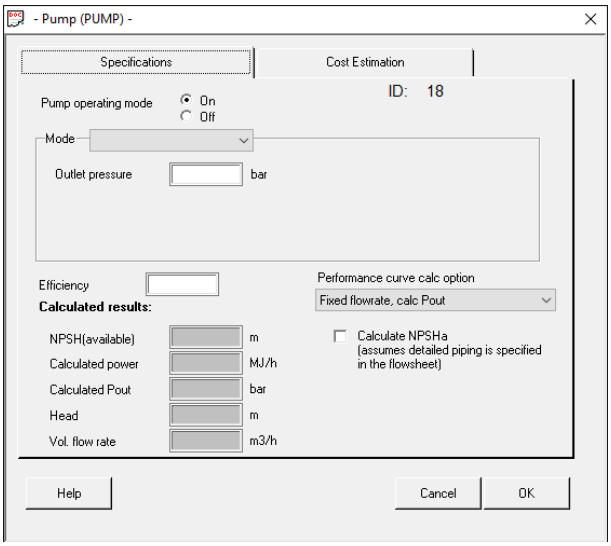


Slika 3.6. Definiranje modela *SCDS*

Osim proračuna kolona provodi se proračun pumpi i izmjenjivača topline. Sučelje za definiranje izmjenjivača topline i pumpi prikazani su slikama 3.7 i 3.8.

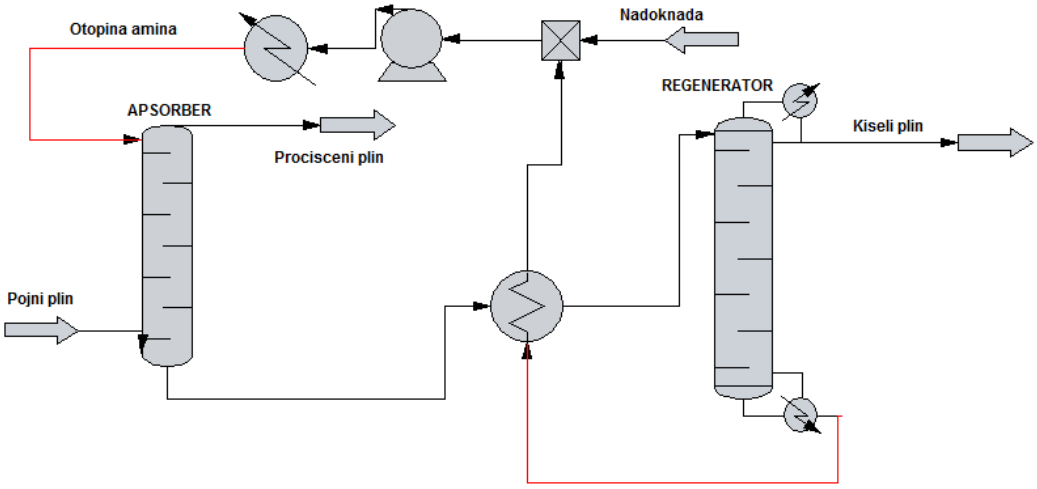


Slika 3.7. Definiranje izmjenjivača topline



Slika 3.8. Definiranje pumpe

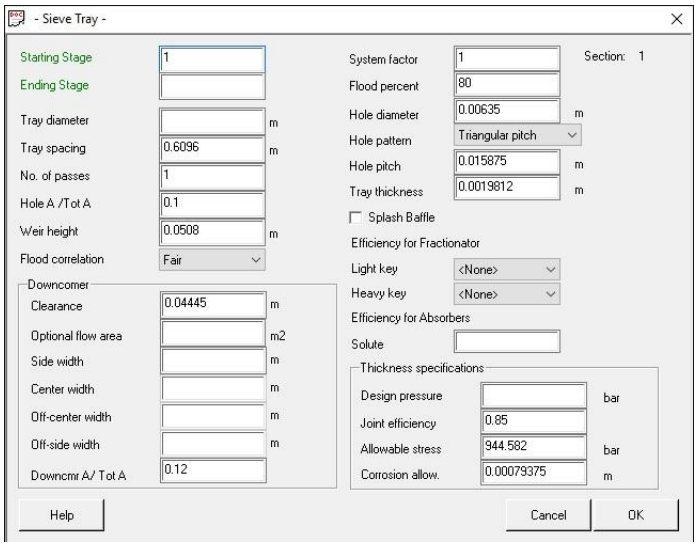
Spajanjem svih modela dobiva se procesna shema postrojenja za pročišćavanje prirodnog plina u stacionarnom stanju, kako je prikazano slikom 3.9.



Slika 3.9. Procesna shema postrojenja u stacionarnom stanju

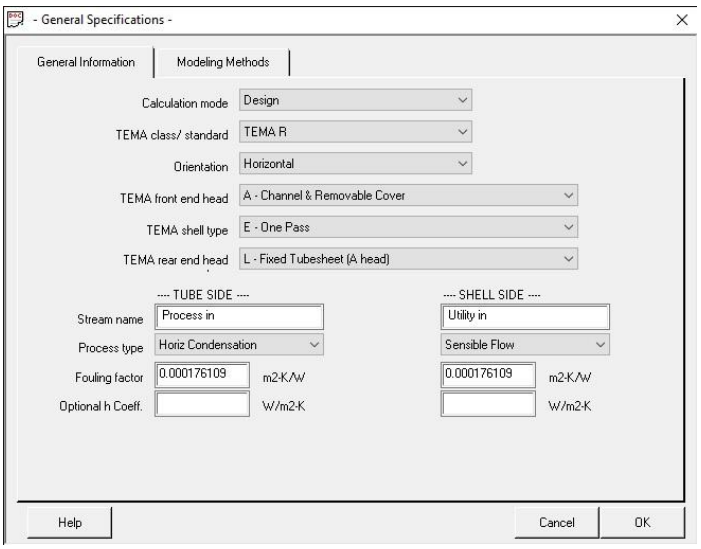
3.3.1 Dimenzioniranje

Dimenzioniranje kolone i izmjenjivača topline izvodi se nakon uspješnog proračuna. Prozor za definiranje dimenzija prikazan je na slici 3.10. Rezultat dimenzioniranja omogućuje određivanje visine i širine kolone, kao i pada tlaka kroz kolonu.



Slika 3.10. Dimenzioniranje sitaste plitice

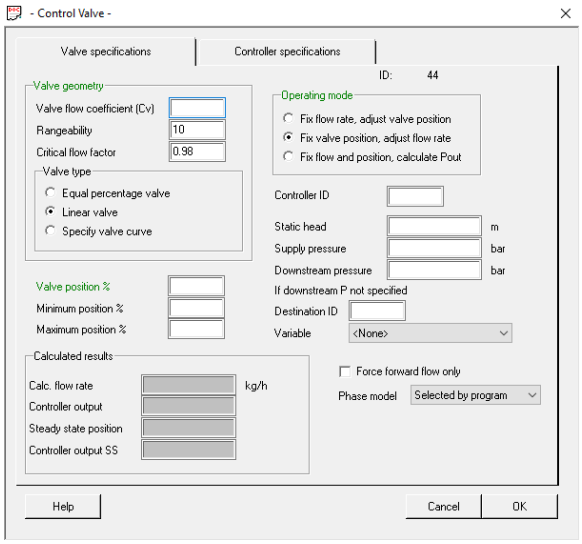
Osim dimenzioniranja kolone, moguće je dimenzionirati i izmjenjivače topline. Na slici 3.11. prikazan je prozor za dimenzioniranje cijevnog izmjenjivača topline što uključuje kondenzatore i isparivače pri čemu se određuju dimenzije izmjenjivača, ali i utrošak rashladnog, odnosno ogrjevnog medija što omogućuje procjenu potrošnje energenata i određivanje pogonskih troškova.



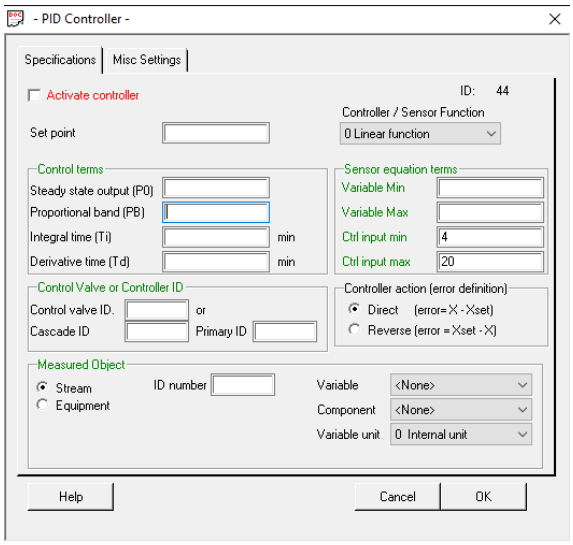
Slika 3.11. Dimenzioniranje cijevnog izmjenjivača topline

3.4 PROJEKTIRANJE DINAMIČKOG VLADANJA PROCESA

Rezultati dobiveni projektiranjem stacionarnog stanja osnova su za razvoj dinamičkog modela procesa. Kako je razvoj dinamičkog modela procesa složeniji od modela procesa u stacionarnom stanju potrebno je učiniti određene promjene na modelu procesa. Model *SCDS* uključuje proračun kondenzatora i isparivača, no u dinamičkome modelu treba odvojiti model kolone od modela za proračun kondenzatora i isparivača radi projektiranja sustava za vođenje. Nakon što se proces prilagodi dinamičkom načinu rada slijedi projektiranje sustava za vođenje procesa. Sustav za vođenje procesa odabire se na temelju teorijske podloge, iskustva, i inženjerske prakse. Za odabrani sustav slijedi definiranje regulatora i regulacijskih ventila, a pravilno definiranje parametara rezultira optimalnim vođenjem postrojenja. Na slikama 3.12 i 3.13 prikazan je način definiranja regulacijskog ventila i regulatora.

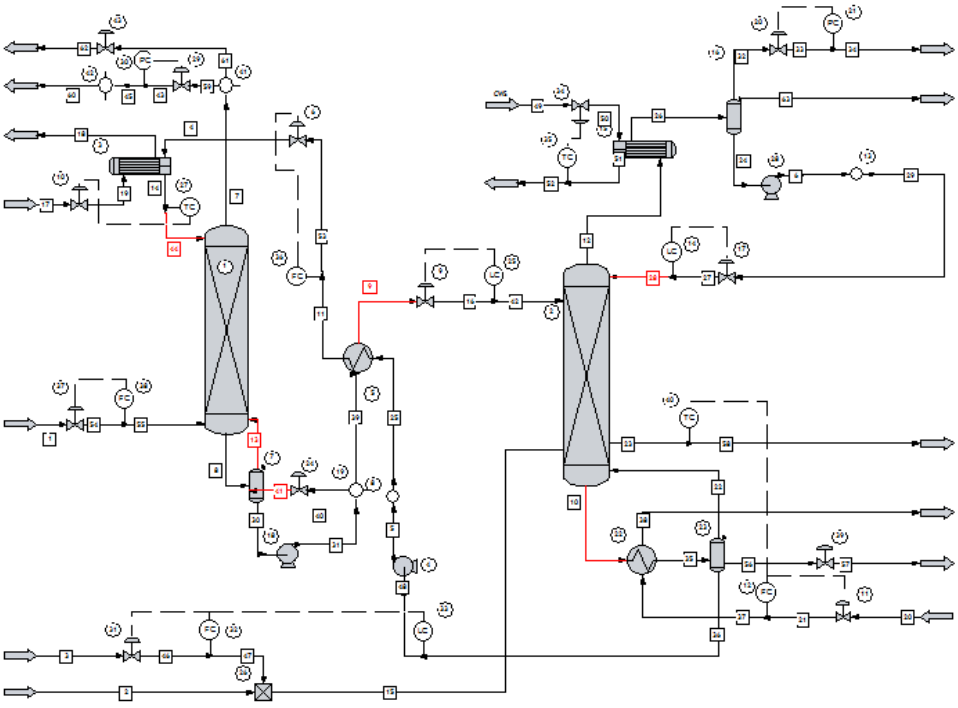


Slika 3.12. Definiranje regulacijskog ventila



Slika 3.13. Definiranje regulatora

Nakon definiranja svih regulatora i ventila pokreće se simulacija i prati simulacija rada postrojenja. P&I dijagram postrojenja za pročišćavanje plina prikazana je slikom 3.14.



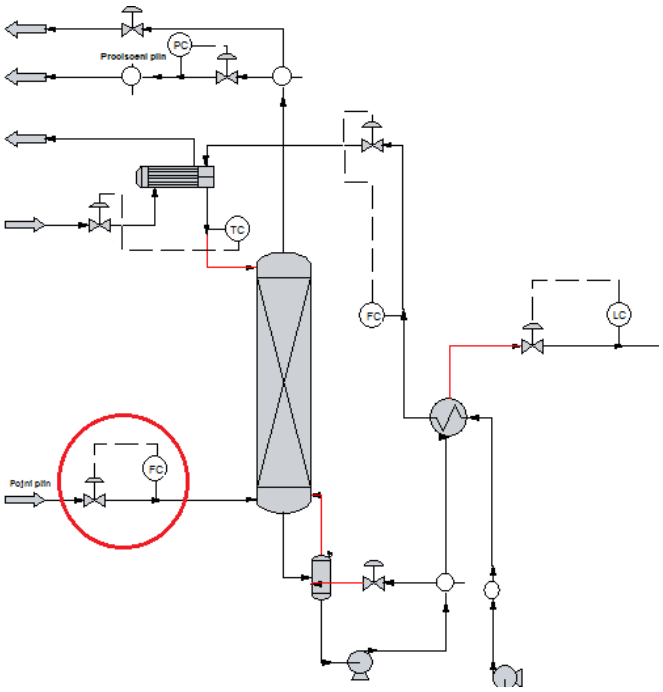
Slika 3.14 P&I dijagram procesa pročišćavanja prirodnog plina u CHEMCADu

3.4.1 Regulacijski krugovi

Postrojenje za pročišćavanje prirodnog plina u ovome radu sadrži 10 regulacijskih krugova koji reguliraju rad postrojenja i održavaju proces stabilnim.

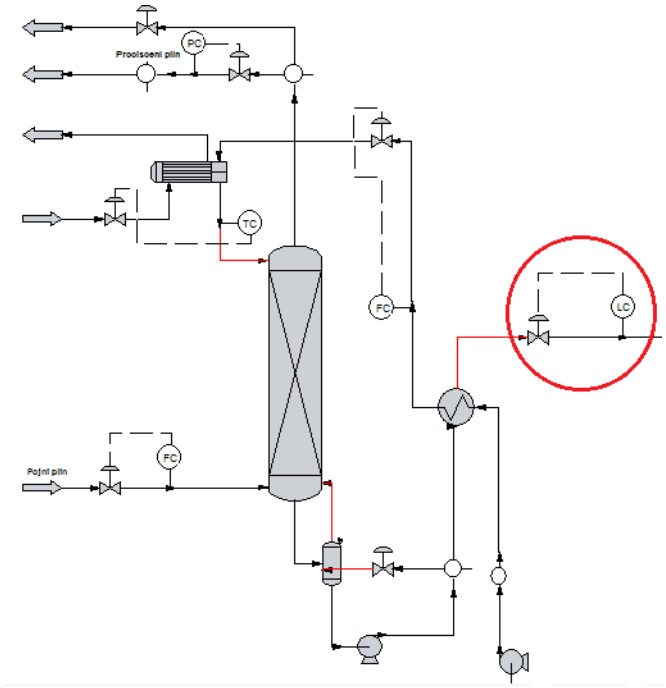
3.4.1.1 Apsorpcijska kolona

Prvim regulacijskim krugom regulira se protok pojnog plina. Uloga prvog regulacijskog kruga je održavanje protoka pojnoga plina konstantnim. Što je regulacija bolja u prvom regulacijskom krugu to će ostatak postrojenja biti stabilniji. Regulacija je reverzna, što znači da se povećanjem protoka pojnog plina aktuator na ventilu pritvara kako bi protok pojne smjese ostao konstantan. Budući da je potrebno ispitati regulaciju postrojenja na promjene u pojnoj smjesi, prvi regulacijski krug je isključen za vrijeme ispitivanja utjecaja promjene pojne smjese na regulaciju procesa.



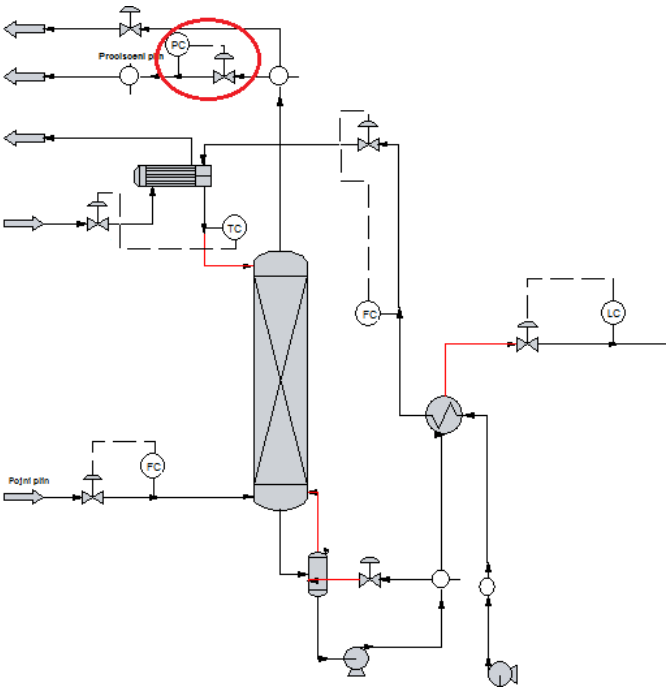
Slika 3.15. Apsorpcijska kolona s izdvojenim 1. regulacijskim krugom

Drugim regulacijskim krugom regulira se razina kapljevine u posudi za stabilizaciju. Regulacija je direktna, što znači da se povećanjem razine kapljevine u posudi aktuator na ventilu otvara i ispušta kapljevinu iz spremnika kako bi razina kapljevine ostala konstantna.



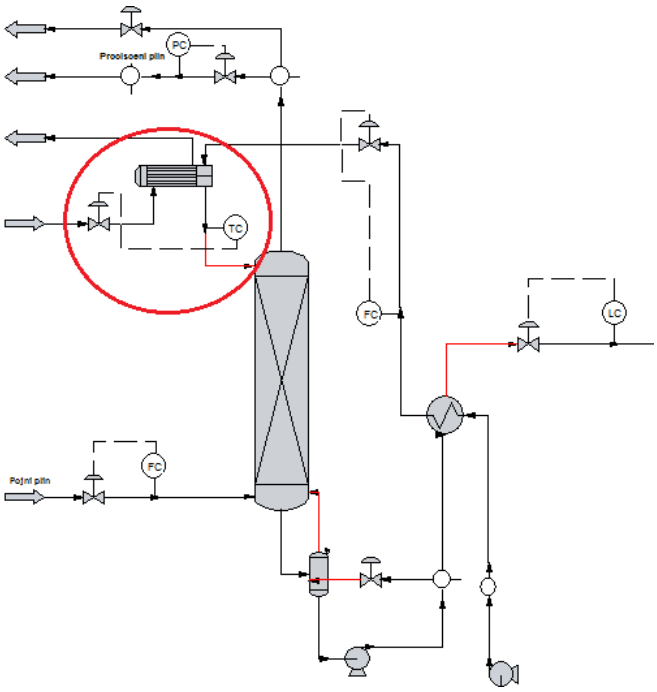
Slika 3.16. Apsorpcijska kolona s izdvojenim 2. regulacijskim krugom

Trećim regulacijskim krugom regulira se tlak u apsorpcijskoj koloni. Zadatak trećeg regulacijskog kruga je održavanje tlaka kolone konstantnim kako bi se omogućili potrebni uvjeti za proces apsorpcije i postizanje traženog učinka otapanja kiselih plinova u otopini amina. Regulacija je direktna, što znači da se povećanjem tlaka kolone aktuator na ventilu otvara i ispušta se dio pročišćenog plina kako bi tlak kolone ostao konstantan.



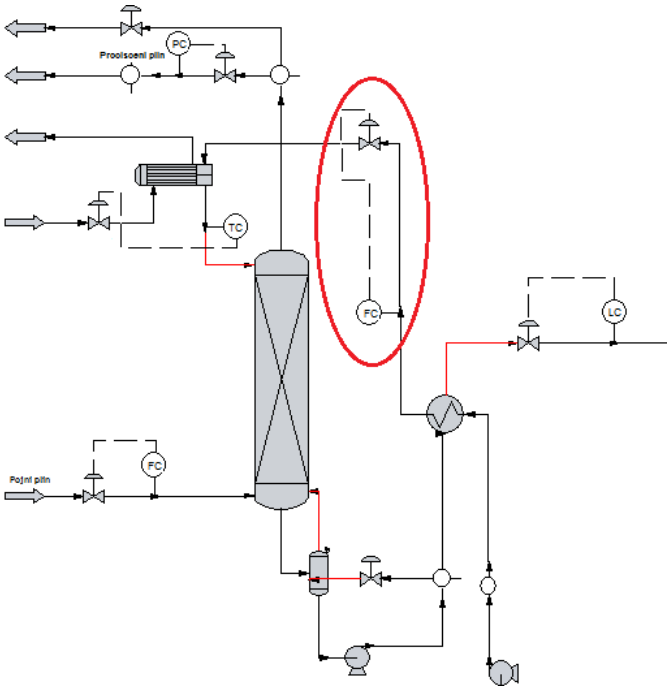
Slika 3.17. Apsorpcijska kolona s izdvojenim 3. regulacijskim krugom

Četvrtim regulacijskim krugom regulira se temperatura otopine amina. Zadatak četvrtog regulacijskog kruga je održavanje temperature otopine amina konstantnom. Stabilna temperatura uz stabilne protoke otopine amina i pojnog plina omogućava stabilni temperaturni profil kolone. Regulacija je direktna, što znači da se povećanjem temperature toka otopine amina aktuator na ventilu otvara i povećava protok rashladne vode, kako bi temperatura otopine amina ostala konstantnom.



Slika 3.18. Apsorpcijska kolona s izdvojenim 4. regulacijskim krugom

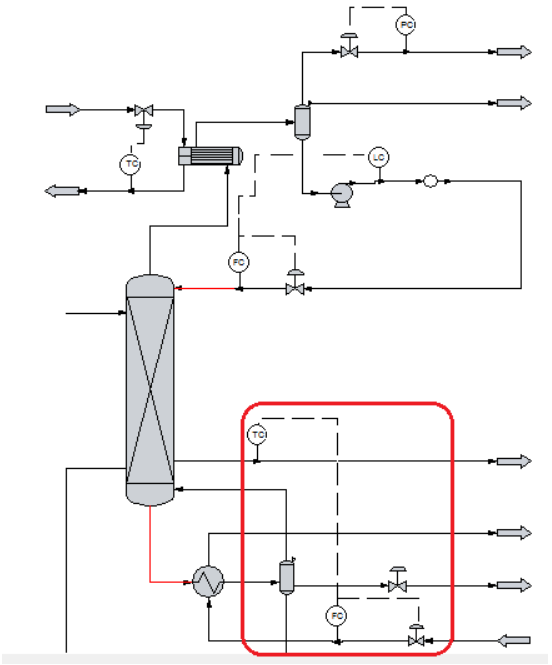
Petim regulacijskim krugom regulira se protok otopine amina. Uloga petog regulacijskog kruga je održavanje protoka otopine amina konstantnim kako bi se postiglo željeni učinak otapanja kiselih plinova u otopini. Regulacija je reverzna, što znači da se povećanjem protoka otopine amina aktuator na ventilu pritvara kako bi protok pojne smjese ostao konstantan.



Slika 3.19. Apsorpcijska kolona s izdvojenim 5. regulacijskim krugom

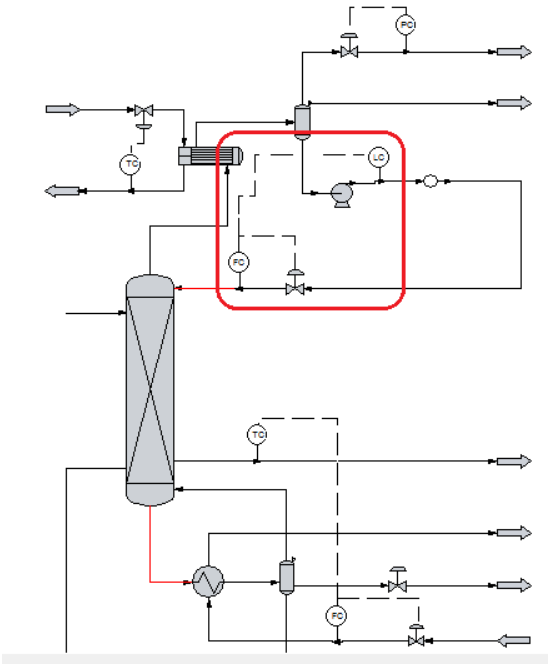
3.4.1.2 Destilacijska kolona

Šestim regulacijskim krugom regulira se temperatura destilacijske kolone. Uloga šestog regulacijskog kruga je održavanje temperaturnog profila kolone konstantnim, a samim time i čistoće produkta dna. Padom temperature u koloni manji dio kiselog plina se istiskuje iz otopine amina pa takva otopina ima manji kapacitet u procesu apsorpcije što dovodi do većeg udjela kiselih plinova u pročišćenom plinu. Regulacija je kaskadna i čine ga primarni regulator temperature koji djeluje direktno. Regulator protoka je sekundarni regulator s reverznim djelovanjem. To znači da se povećanjem temperature kolone aktuator na ventilu pritvoriti i smanjiti protok ogrjevne pare kako bi temperatura destilacijske kolone ostala konstantna.



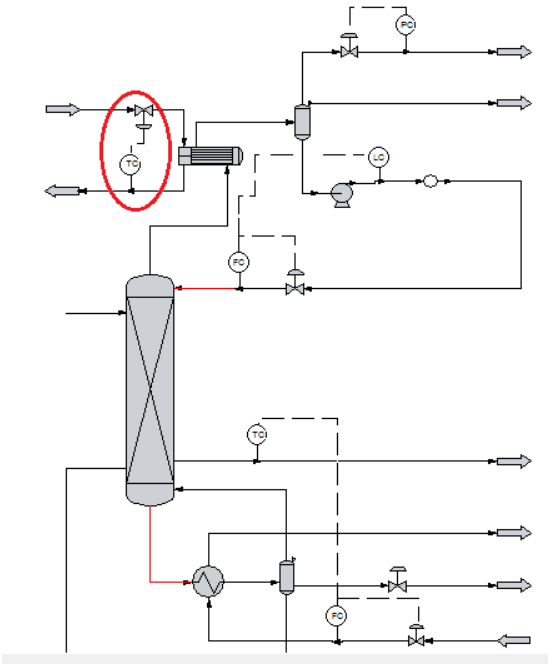
Slika 3.20. Destilacijski dio procesa s izdvojenim 6. regulacijskim krugom

Sedmim regulacijskim krugom regulira se razina kapljevine u međuspremniku refluksa i protok refluksa. Uloga sedmog regulacijskog kruga je održavanje razine kapljevine u refluksnom međuspremniku i održavanje stabilnosti budući da je totalni refluks kapljevine. Ukoliko se poveća količina kondenzata znači da je veći protok sirovine u kolonu pa će i regulacija automatski povećati refluks zbog porasta razine kapljevine. Osim stabilnosti sustava i regulacije refluksa, ovaj regulacijski krug indirektno utječe na regulaciju temperature kolone budući da se povećanjem refluksa smanjuje temperatura kolone. Regulacija je kaskadna i čine ju primarni regulator razine koji djeluje direktno. Regulator protoka je sekundarni regulator također s direktnim djelovanjem. To znači da će se povećanjem razine kapljevine u refluksnom međuspremniku aktuator na ventilu otvoriti i ispustiti kondenzat kako bi razina u međuspremniku ostala konstantna.

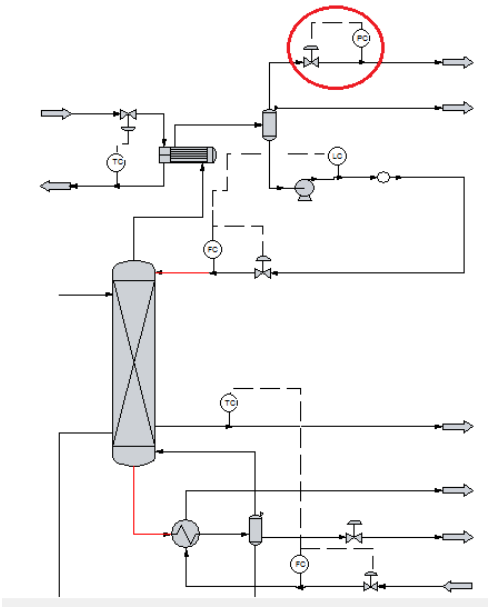


Slika 3.21. Destilacijski dio procesa s izdvojenim 7. regulacijskim krugom

Osmim regulacijskim krugom regulira se temperatura rashladne vode u kondenzatoru. Uloga osmog regulacijskog kruga je održavanje temperature rashladne vode po izlazu iz kondenzatora konstantnom kako bi se uz jednak učinak kondenzirala sva para s vrha kolone. Regulacija je direktna, što znači da se povećanjem temperature rashladne vode aktuator na ventilu otvara i povećava protok rashladne vode, kako bi temperatura rashladne vode po izlazu iz kondenzatora ostala konstantnom jer je na taj način osiguran dovoljan rashladni učinak.

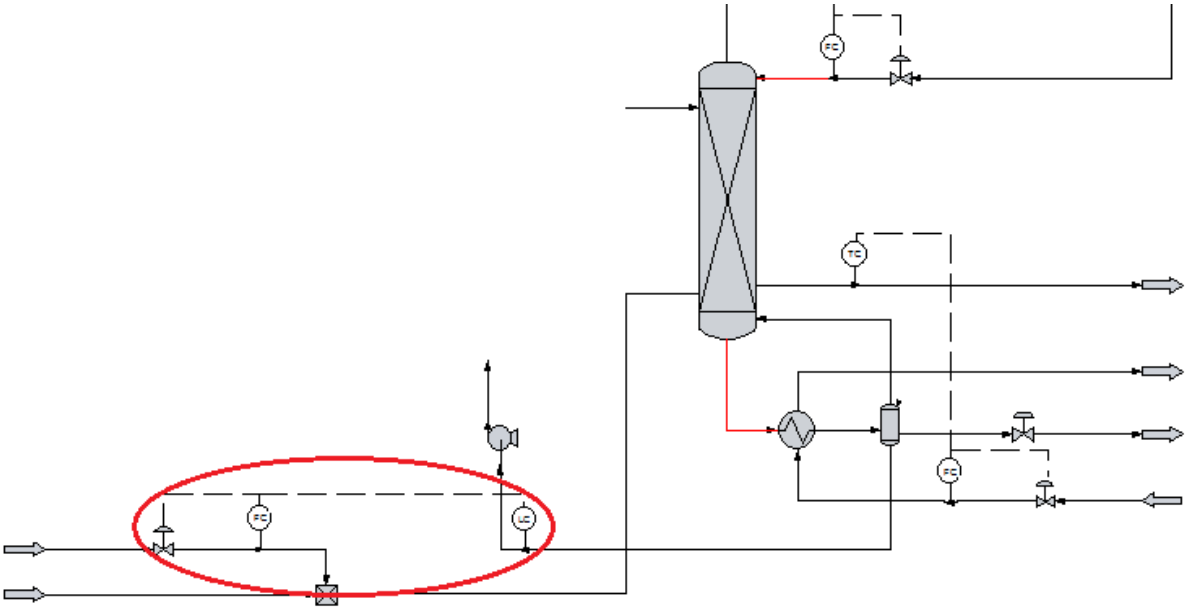


Slika 3.22. Destilacijski dio procesa s izdvojenim 8. regulacijskim krugom Devetim regulacijskim krugom regulira se tlak u destilacijskoj koloni. Uloga devetog regulacijskog kruga je održavanje tlaka kolone konstantnim kako bi se omogućili potrebni uvjeti za separaciju plinske i kapljevite faze i postizanje traženog separacije kiselih plinova iz otopine amina. Regulacija je direktna, što znači da se povećanjem tlaka kolone aktuator na ventilu otvara i ispušta se dio kiselog plina kako bi tlak kolone ostao konstantan.



Slika 3.23. Destilacijski dio procesa s izdvojenim 9. regulacijskim krugom

Desetim regulacijskim krugom regulira se razina kapljevine u kotlastom isparivaču. Uloga desetog regulacijskog kruga je održavanje razine kapljevine u kotlastom isparivaču konstantnom. Povećanje razine kapljevine u kotlastom isparivaču posljedica je veće količine kapljevine na izlazu iz kolone. Smanjenje razine kapljevine u posudi isparivača može biti znak da je dio kapljevine izašao iz procesa pa se nadoknađuje da bi bilanca ostala ista. Regulacija je kaskadna i sastoji se od primarnog razinskog regulatora čija je regulacija direktna. Regulator protoka je sekundarni regulator s reverznom regulacijom. To znači da će se povećanjem razine kapljevine u kotlastom isparivaču aktuator na ventilu za regulaciju protoka pritvoriti i smanji protok vode za nadoknadu.



Slika 3.24. Destilacijski dio procesa s izdvojenim 10. regulacijskim krugom

4. REZULTATI I RASPRAVA

4.1 REZULTATI PRORAČUNA STACIONARNOG STANJA POSTROJENJA

Prvi korak kod izvedbe dinamičkog modela postrojenja je modeliranje postrojenja u stacionarnom stanju. Projektirano postrojenje u stacionarnome stanju predstavlja idealizirano postrojenje koje zahtjeva sve potrebe procesa. Kako u realnim radnim uvjetima proces nije stacionaran potrebno je provesti dinamički proračun. Osnova za projektiranje dinamičkog vladanja postrojenja su podaci dobiveni modelom za stacionarno stanje. Rezultati proračuna kolona i popratne opreme u stacionarnom stanju prikazani su u tablicama 4.1 i 4.2.

Tablica 4.1 Specifikacije apsorpcijske kolone

tlak kolone / bar(a)	62,4
pad tlaka / bar(a)	0,7
broj plitica	5

Tablica 4.2 Specifikacije destilacijske kolone

Tlak kolone / bar(a)	11,6
Pad tlaka / bar(a)	0,3
Broj plitica	10
Pojna plitica	2
Toplinska dužnost kondenzatora / MW	-1,15
Toplinska dužnost isparivača / MW	4,35
Refluksni omjer	0,5
Temperatura vrha kolone / ^{0}C	94
Temperatura dna kolone / ^{0}C	120

Uz poznate specifikacije kolona potrebne su i specifikacije izmjenjivača topline i pumpe koji dovode otopinu amina na radne uvjete te izmjenjivača topline koji se koristi za predgrijavanje pojne smjese za destilaciju. Definirana vrijednost izmjenjivača je temperatura izlaznog toka otopine amina i iznosi 45°C, a specifikacija pumpe je tlak izlazne struje otopine amina i iznosi 63 bar(a). Definirana vrijednost predgrijača je izlazna struja pojne smjese destilacije i iznosi 110°C. Sastav i svojstva izlaznih tokova i tokova pojnog plina prikazani su tablicom 4.3.

Tablica 4.3 Svojstva i sastav glavnih struja u procesu

	Pojni plin	Pročišćeni plin	Kiseli plin
Temperatura / °C	32,22	42,05	48,13
Tlak / bar(a)	65,5	58,61	1,03
Udio pare	1	1	1
Ukupni molni tok / $kmol \cdot h^{-1}$	2651,14	2585,91	73,76
Ukupni maseni tok / $kg \cdot h^{-1}$	47840,90	45115,06	2876,35
Sastav, mol. %			
Monoetanolamin	0,000	0,0001	0,000
Sumporovodik	0,488	0,0001	17,536
Ugljikov dioksid	1,952	0,0001	69,997
Voda	0,000	0,135	6,984
Metan	87,804	89,878	4,931
Etan	09,756	9,986	0,552

Iz rezultata prikazanih u tablicama 4.1, 4.2, i 4.3 može se zaključiti kako postrojenje ne samo zadovoljava traženi kriterij čistoće pročišćenog prirodnog plina već kako je udio nečistoća u pročišćenom prirodnom plinu manji za red veličine od maksimalne dozvoljene. Posljedica toga je veći utrošak toplinske energije, a samim time i rashladne vode, u procesu destilacije budući da je potrebno istisnuti veću količinu kiselih plinova prije vraćanja regenerirane otopine amina u apsorpcijsku kolonu. Niski tlak i visoka temperatura u regeneracijskoj striper koloni pogoduju izdvajanju kiselih plinova iz otopine amina, a predgrijavanjem otopine smanjuje se utrošak toplinske energije i olakšava separacija.

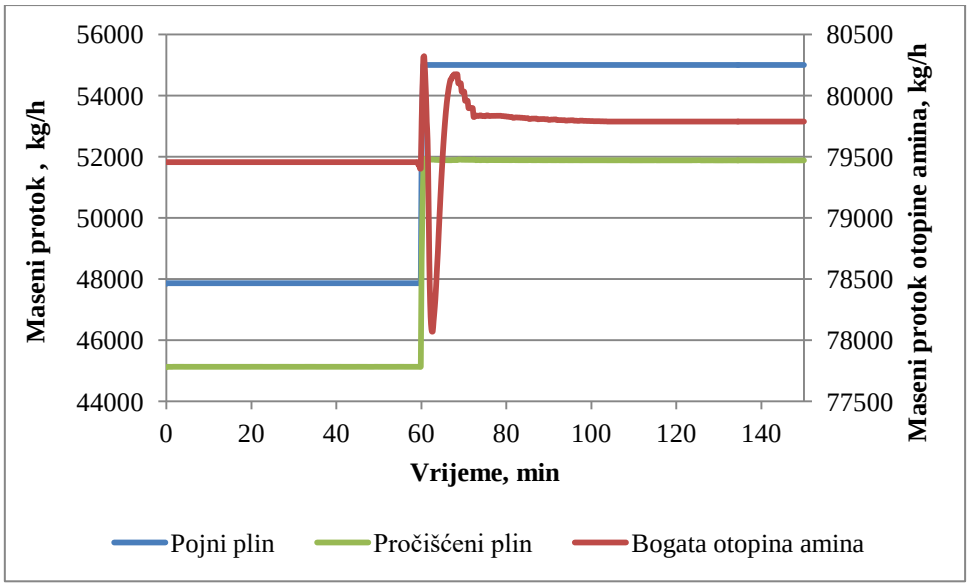
Proračunata čistoća prirodnog plina u stacionarnom stanju omogućava rad postrojenja sa širokim rasponom protoka i sastava pojnog plina tako da čistoća plina ne padne ispod tražene. Na ovaj način projektirano je postrojenje koje bez obzira na regulaciju i brzinu djelovanja regulacijskih krugova postiže traženu čistoću prirodnog plina, a pravilnom regulacijom može se smanjiti utrošak energije i spriječiti oscilacije u radu postrojenja.

4.2 ANALIZA RADA REGULACIJSKIH KRUGOVA

Kako bi se odredila kvaliteta regulacije procesa potrebno je u sustav uvesti poremećaje i pratiti dinamičko vladanje regulacijskih krugova i procesa. Na temelju rezultata donose se zaključci o stabilnosti i kvaliteti regulacije. Najčešće oscilacije u radu postrojenja su promjena protoka pojne smjese, tlaka, temperature) i sastava pojne smjese. Prilikom uvođenja poremećaja prate se varijable koje se reguliraju kao i rad regulatora.

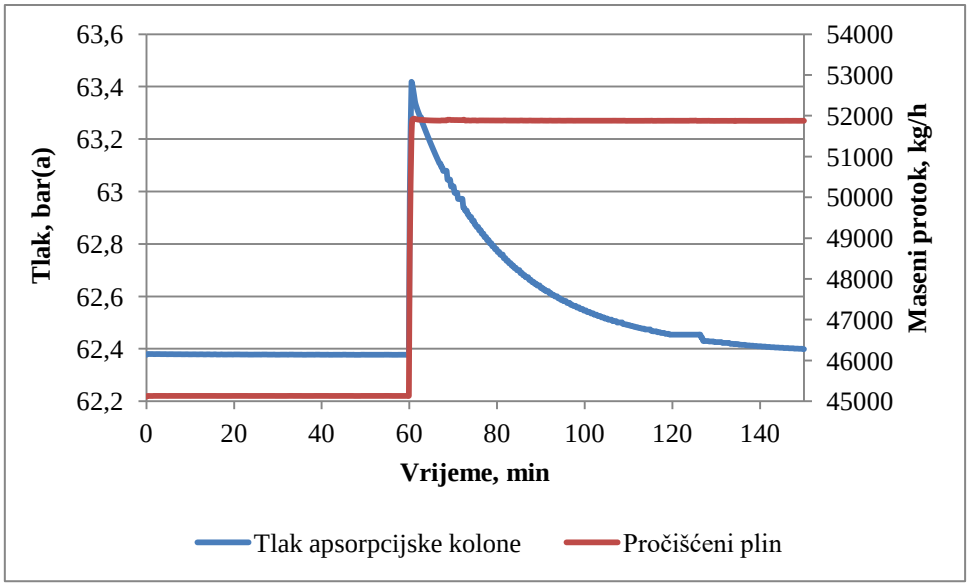
4.2.1 Skokomična promjena protoka pojnog plina

U industriji protok sirovine nije nužno konstantan u radu postrojenja pa je potrebno odrediti odziv procesa na skokomičnu promjenu protoka pojnog plina kao sirovine u procesu. Protok pojnog plina u stabilnom stanju iznosi 47862 kg/h i povećava se na 55000kg/h. Prati se promjena protoka struje pročišćenog prirodnog plina, obogaćene otopine amina, ogrjevne pare, rashladne vode kondenzatora, udio CO_2 u struji produkta, obogaćene otopine amina, regenerirane otopine amina, tlak apsorpcijske kolone i razina kapljevine u stabilizacijskoj posudi apsorpcije.



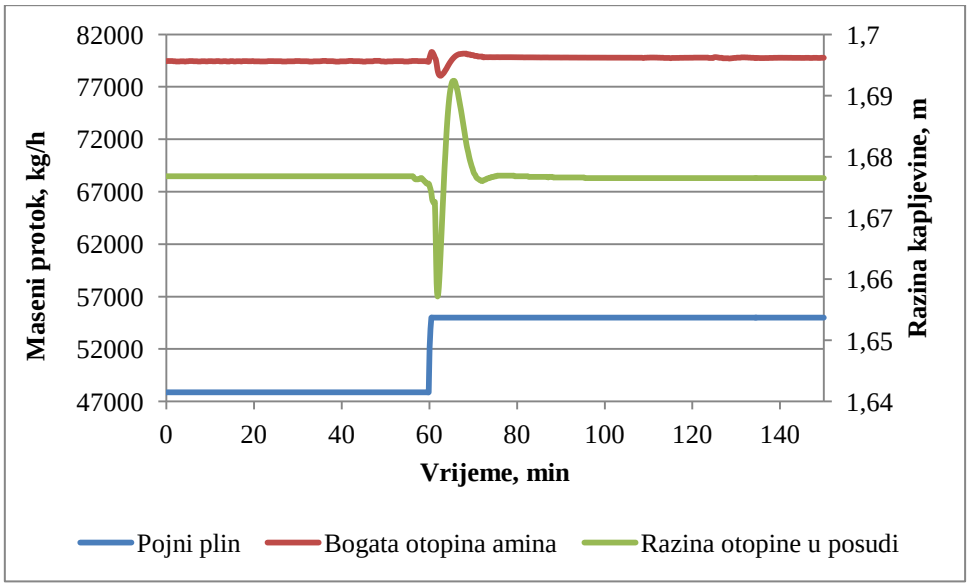
Slika 4.1 Promjena protoka pročišćenog plina i bogate otopine amina povećanjem protoka pojnog plina.

Povećanjem protoka pojnog plina dolazi do povećanja protoka pročišćenog prirodnog plina i obogaćene otopine amina kao što je prikazano slikom 4.1. Do povećanja masenog toka pročišćenog plina dolazi zbog veće količine plina koja ulazi u kolonu. Tlak u koloni raste i regulator tlaka otvara ventil kako bi smanjio tlak u koloni te pušta veću količinu pročišćenog prirodnog plina iz kolone što je prikazano slikom 4.2.



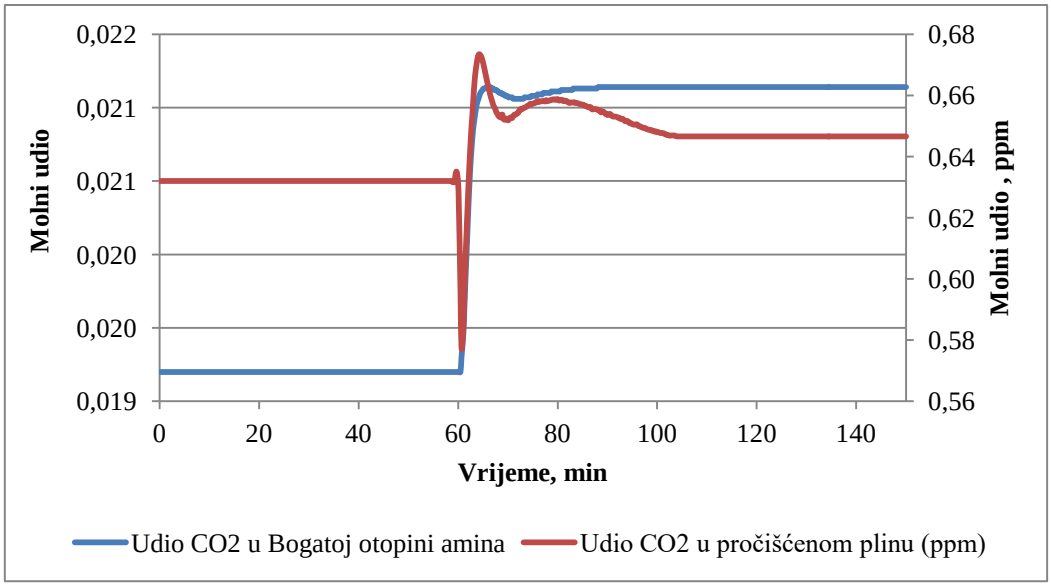
Slika 4.2 Promjena tlaka i protoka pročišćenog plina

Povećanje toka obogaćene otopine amina uzrokovao je većom količinom kiselih plinova koji se uvode s pojnom smjesom. Kako se kiseli plinovi otapaju u otopini, povećanje količine kiselih plinova koji se otapaju u otopini povećati će maseni tok obogaćene otopine amina. Oscilacija toka prikazana slikom 4.1 posljedica je regulacije razine posude za stabilizaciju apsorpcijske kolone prikazane slikom 4.3. Porastom razine kapljevine u posudi otvara se ventil koji ispušta kapljevinu i time raste protok bogate otopine amina.



Slika 4.3 Promjena razine otopine u posudi i protoka bogate otopine amina na skokomičnu promjenu protoka pojnog plina

Da povećanje toka obogaćene otopine amina uzrokuje povećanje količine kiselih plinova iz pojnog plina prikazuje slika 4.4.

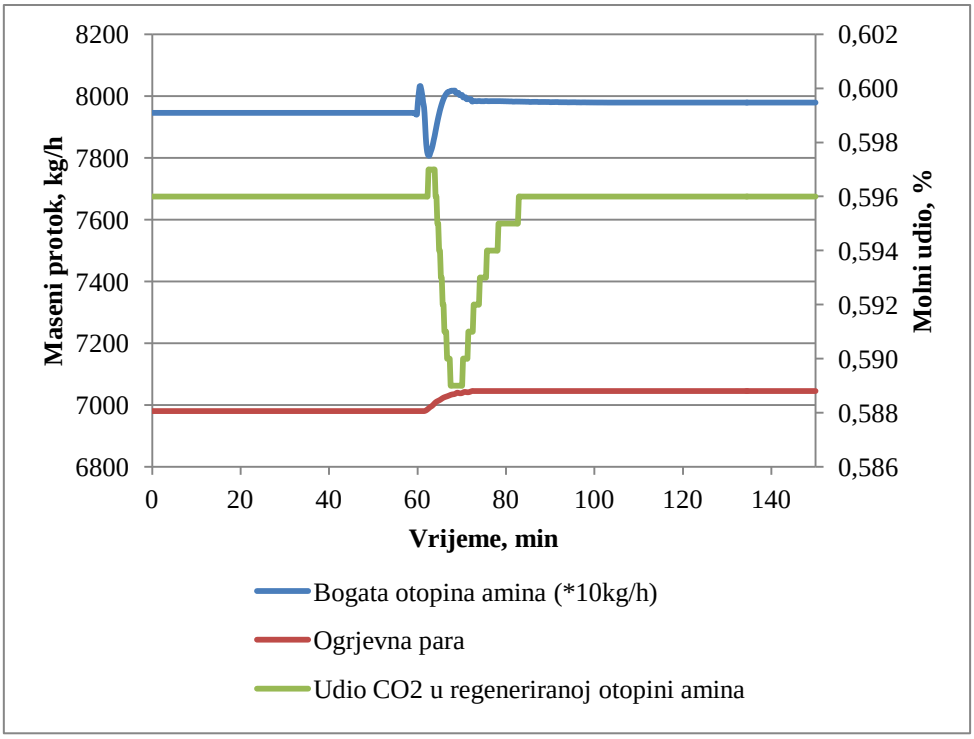


Slika 4.4 Promjena udjela CO_2 u struji bogate otopine amina i pročišćenom prirodnom plinu

Iz slike 4.4 se može uočiti kako udio CO_2 u obogaćenoj otopini amina raste što znači da otopina amina ima kapacitet otopiti veću količinu kiselih plinova, ali i opisuje porast masenog toka obogaćene otopine amina. Na slici se još može uočiti kako raste udio CO_2 u pročišćenom plinu. Uzrok tome može biti promjena tlaka u koloni, protok amina, pogreška u proračunu softvera nastala pri zaokruživanju ili manja čistoća otopine amina nakon regeneracije. Kako bi se znalo je li regeneracija otopine dobra treba analizirati regulaciju regeneratora.

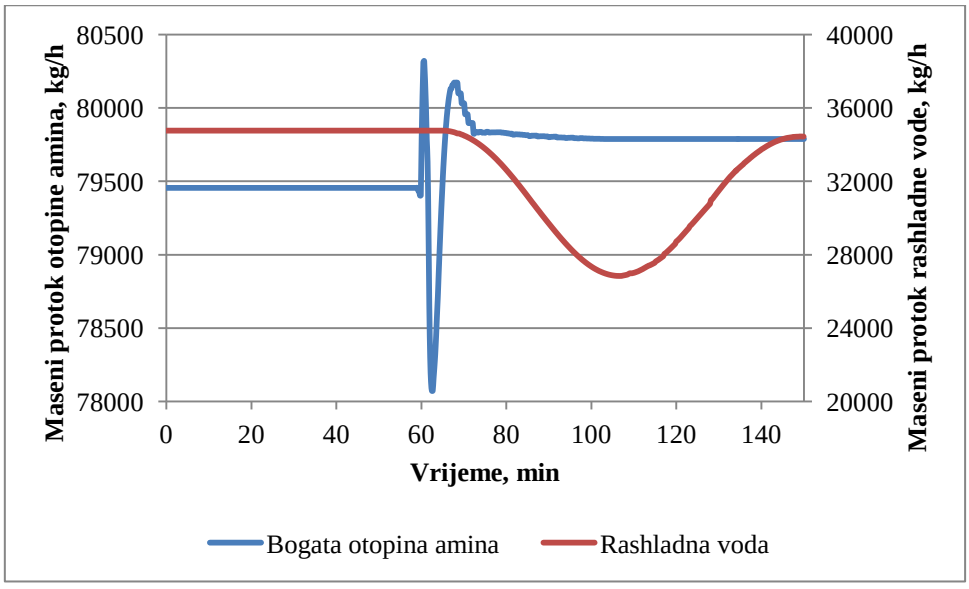
Pojna smjesa regeneratora je obogaćena otopina amina. Već je spomenuto kako porastom toka pojnog plina poraste i protok obogaćene otopine amina. Poremećaj je manji, no i dalje utječe na rad kolone, stoga ga je potrebno regulacijom vratiti rad kolone u stabilno stanje.

Povećanje protoka otopine za posljedicu ima smanjenje temperature u koloni. Kao posljedica toga regulacija temperature kolone povećava protok ogrjevne pare da bi se temperatura kolone vratila u prvobitno stanje. Povećanje protoka ogrjevne pare povećava toplinsku dužnost isparivača. Veća toplinska dužnost isparivača omogućuje istiskivanje veće količine kiselog plina iz otopine amina. Regulacijom temperature regulira se i čistoća produkta dna jer se povećanjem količine bogate otopine amina uvodi veća količina kiselih plinova, ali se i smanjuje temperatura kolone. Da bi se vratila temperatura kolone povećava se toplinska dužnost isparivača, a time i dovodi dovoljno dodatne topline koja je potrebna za istiskivanje viška kiselog plina iz otopine amina i održavanje čistoće produkta konstantnom. Spomenuta ovisnost prikazana je slikom 4.5.



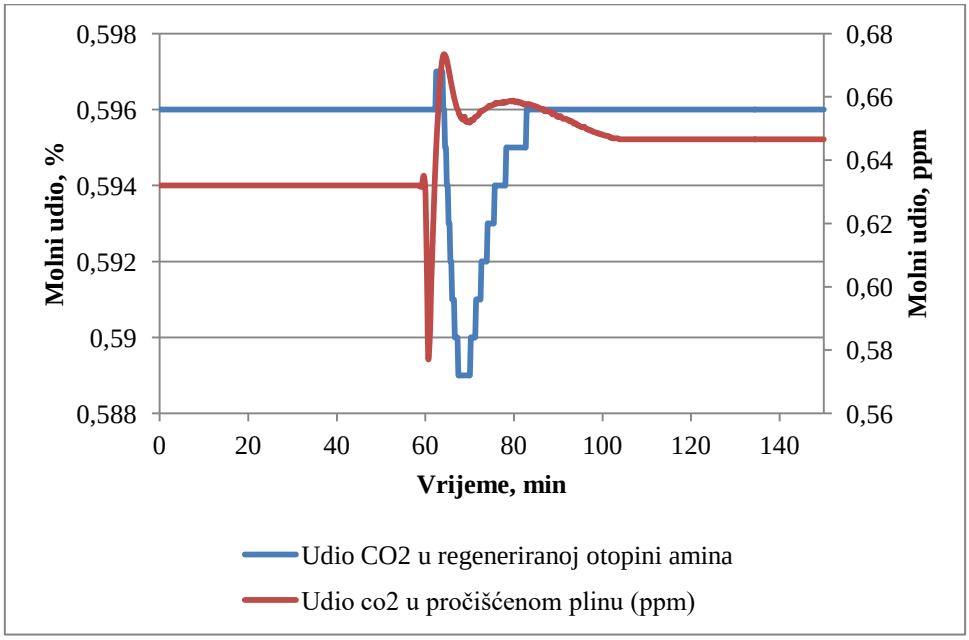
Slika 4.5. Utjecaj protoka bogate otopine amina na protok ogrjevne pare i čistoću produkta dna

Pad temperature kolone može se uočiti i na regulaciji kondenzatora. Spomenuto je da povećanjem protoka pojne smjese pada temperatura kolone pa samim time utječe i na temperaturu pare koja izlazi na vrhu kolone. Padom temperature vrha kolone potrebna je i manja dužnost kondenzatora za traženi učinak što rezultira smanjenim protokom rashladne vode do uspostavljanja radne temperature kolone kao što se vidi na slici 4.6.



Slika 4.6 Utjecaj protoka bogate otopine amina na protok rashladne vode

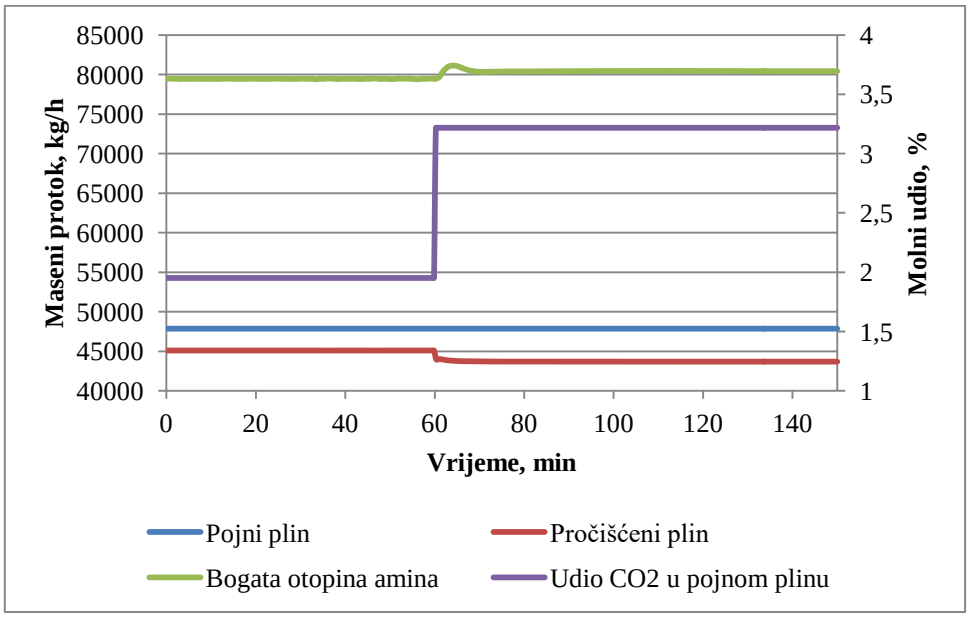
Analizom regulacije regeneratora, prikazano slikom 4.7, dolazi se do zaključka kako regulacija regeneratora ne utječe negativno na čistoću pročišćenog prirodnog plina budući da se promjenom pojne smjese ne mijenja čistoća produkta dna koja je jedna od sirovina procesa apsorpcije. Također se može zaključiti da skokomičnom promjenom protoka pojnog plina dolazi do zanemarive promjene procesa što znači da je proces stabilan, a čistoća produkta zadovoljavajuća.



Slika 4.7 Udio CO_2 u regeneriranoj otopini i pročišćenom prirodnom plinu.

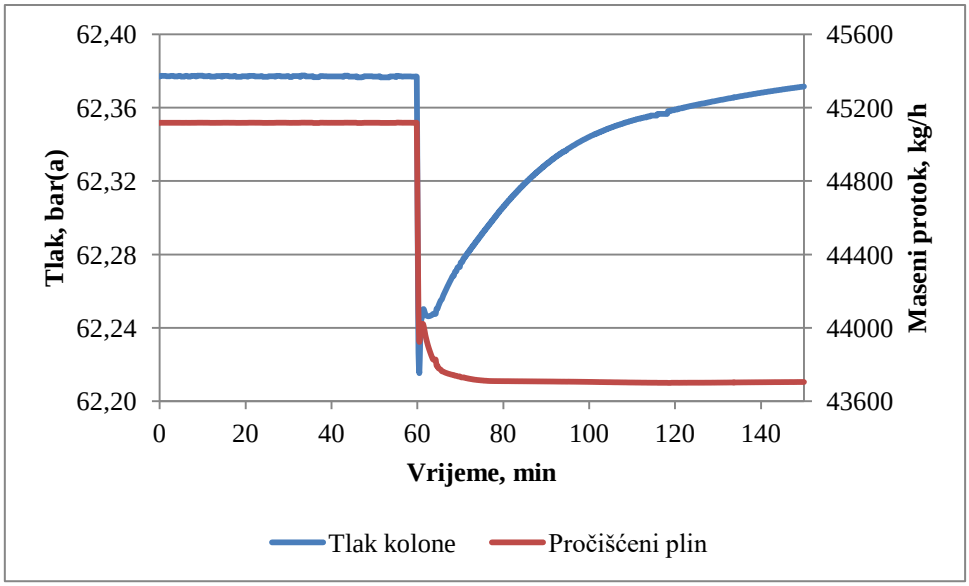
4.2.2 Skokomična promjena udjela CO_2 u pojnom plinu

U industrijskim uvjetima sastav i protok sirovine nije nužno konstantan pa je potrebno optimirati regulaciju procesa na skokomičnu promjenu udjela nečistoće u pojnom plinu kao sirovine u procesu. Protok pojnog plina je konstantan, a mijenja se sastav. Povećava se molni udio CO_2 s 1,95 na 3,22. Prati se promjena protoka pročišćenog prirodnog plina, obogaćene otopine amina, ogrjevne pare, rashladne vode kondenzatora, udio CO_2 u struji produkta, obogaćene otopine amina, regenerirane otopine amina, tlak vrha apsorpcijske kolone i razina kapljevine u stabilizacijskoj posudi apsorpcije.



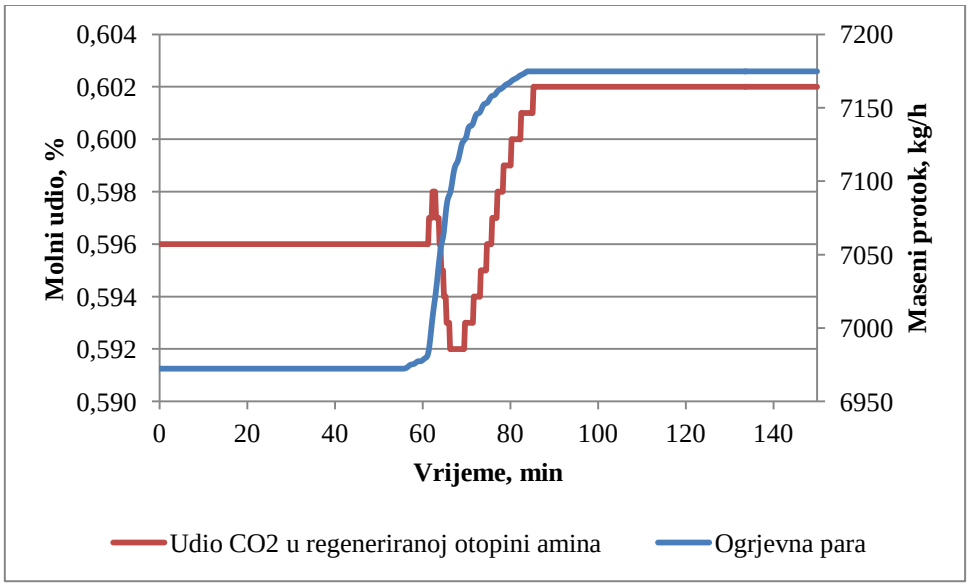
Slika 4.8 Promjena protoka pročišćenog plina i bogate otopine amina povećanjem udjela CO_2 u pojnom plinu

Povećanjem udjela kiselog plina u pojnom plinu dolazi do smanjenja protoka pročišćenog prirodnog plina, a do povećanja protoka obogaćene otopine amina kao što je prikazano slikom 4.8. Povećanjem udjela CO_2 u pojnome plinu, održavajući protok pojnog plina konstantnim, pada udio metana i etana što za posljedicu ima manji protok pročišćenog prirodnog plina. Tlak u koloni pada i regulator tlaka pritvara ventil kako bi povećao tlak u koloni i pušta manju količinu pročišćenog prirodnog plina iz kolone što je prikazano slikom 4.9. Protok obogaćene otopine amina raste jer, kao i kod povećanja protoka pojne smjese, u sustavu se povećava količina kiselih plinova.



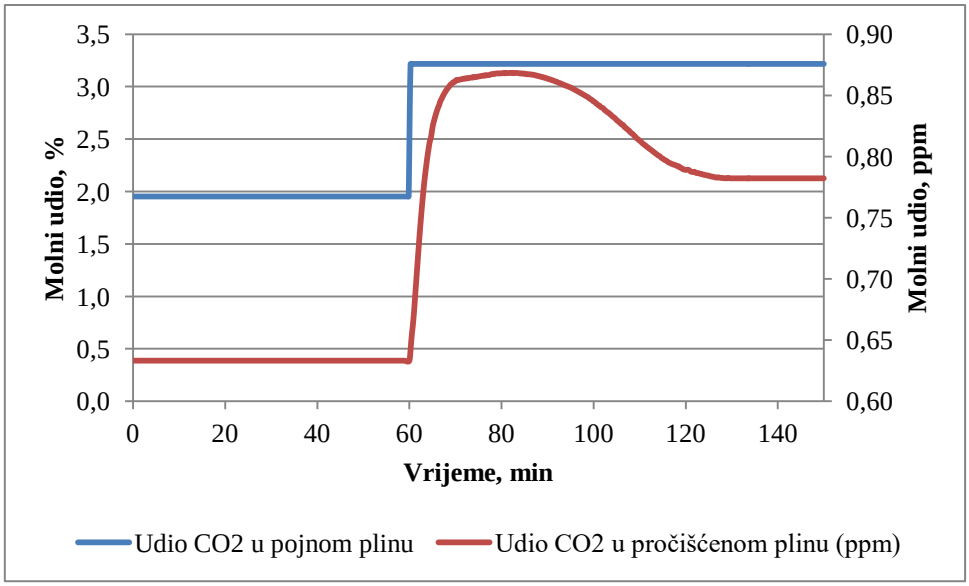
Slika 4.9 Promjena tlaka i protoka pročišćenog plina

Kako dolazi do povećanja masenog toka obogaćene otopine dolazi i do povećanja protoka pojne otopine, regulacija je slična. Zbog povećanja masenog toka obogaćene otopine amina dolazi do pada temperature u koloni i povećanja protoka ogrjevne pare. Na slici 4.10 prikazana je promjena čistoće regenerirane otopine i protoka ogrjevne pare povećanjem protoka obogaćene otopine amina.



Slika 4.10 Protok ogrjevne pare i udio CO_2 produkta dna regeneracije

Može se uočiti kako je čistoća regeneriranog plina manja, što utječe na čistoću pročišćenog prirodnog plina kao što je prikazano slikom 4.11.



Slika 4.11 Udio CO_2 u regeneriranoj otopini i pročišćenom prirodnom plinu.

Iz rezultata simulacije na skokomičnu promjenu udjela CO_2 u toku pojnog plina može se zaključiti da skokomična promjena udjela CO_2 u struji pojnog plina ne dovodi do veće promjene čistoće proizvoda što znači da je proces stabilan.

5. ZAKLJUČAK

Projektirano postrojenje za pročišćavanje prirodnog plina zadovoljava uvjet čistoće prirodnog plina. Kolona za apsorpciju sastoji se od 5 ravnotežna stupnja, a destilacijska od 10, uz utrošak toplinske energije od 4,35 MW. Proces je toplinski intenzivan, a razlog tome je toplina potrebna za izdvajanje kiselih plinova iz otopine monoetanol amina koja je više nego za novije otopine koje se koriste u industriji, kao i veoma visoka postignuta čistoća prirodnog plina. Smanjenjem čistoće opada utrošak toplinske energije, no što je udio CO_2 i H_2S bliži dopuštenom, to je veća mogućnost da promjenom protoka ili sastava pojnog plina prijeđe dopušteni do stabilizacije sustava, što znači da takav prirodni plin nije moguće prodavati..

Skokomična promjena protoka pojne smjese i udjela CO_2 u pojnoj smjesi utječe zanemarivo na čistoću proizvoda, a proces je stabilan što znači da je regulacija adekvatna i da promjena protoka pojne smjese ili udjela CO_2 u pojnoj smjesi neće utjecati na čistoću produkta. Ova činjenica može se primijeniti na smanjenje utroška toplinske energije za regeneraciju otopine amina. Uz poznati odziv promjene udjela CO_2 i H_2S na skokomičnu promjenu proces je moguće prilagoditi radi uštede energije. Kako je molni udio CO_2 i H_2S manji od 1 ppm, a maksimalni dopušteni 10 ppm, što nije blizu promjene udjela do stabilizacije, moguće je postaviti regulaciju regeneratora tako da se smanji utrošak toplinske energije do te mjere kad će udio CO_2 i H_2S u produktu dna biti takav da čistoća produkta uz daljnje oscilacije ne prelazi traženu. Sve promatrane varijable daju vrijedne informacije o vladanju procesa, a detaljnom analizom i optimiranjem parametara može se smanjiti potrošnja energije i pomoćnih medija, a samim time i smanjiti cijena rada postrojenja.

Cilj ovog rada je ostvaren na način da je projektirano postrojenje i sustav za vođenje procesa pročišćavanja prirodnog plina koje zadovoljava traženu čistoću produkta i održava stabilan rad unatoč promjenama protoka pojne smjese i udjela CO_2 u pojnoj smjesi.

Projektirano postrojenje daje dobar uvid u proces i može poslužiti za daljnji razvoj procesa u industriji.

6. POPIS OZNAKA

F – protok pojne smjese, kmol/h

D – protok destilata (gornji produkt), kmol/h

B – protok donjeg produkta, kmol/h

x_F – molarni udio u pojenju

x_D – molarni udio u destilatu

x_B – molarni udio u donjem produktu

h_F , h_D , h_B – molarne entalpije pojedinih struja

Q_{isp}, Q_g – toplinska dužnost isparivača, MW

Q_{kond} – toplinska dužnost kondenzatora, MW

$Q_{gubitka}$ – toplinska dužnost gubitka, MW

V – protok pare, kmol/h

L – protok kapljevine, protok otapala, kmol/h

λ – specifični toplinski kapacitet, J/kmol K

R – refluksni omjer

$NTU_{stvarni}$ – broj stvarnih separacijskih stupnjeva

$NTU_{teoretski}$, N – broj teoretskih separacijskih stupnjeva

H – visina kolone, m

Δz – visina separacijskog stupnja u koloni, m

ε – djelotvornost plitice

R – stvarni refluksni omjer; opća plinska konstanta, J/kmol K

NTU_{min} – minimalni broj separacijskih stupnjeva

$\alpha_{1,2}$ – relativna hlapivost

p – tlak, bar

L_F – protok kapljevite smjese, kmol/h

G_F - protok plinske smjese, kmol/h

G – protok plina nosioca, kmol/h

x - molni udio otopljene komponente u otapalu

y - molni udio otopljene komponente u plinskoj smjesi

X - koncentracija kapljevite faze izražena u odnosima, kmol/kmol

Y - koncentracija plinske faze izražena u odnosima, kmol/kmol

ΔX, Δx - ostvarene promjene koncentracija u kapljevitoj fazi

ΔY, Δy - ostvarene promjene koncentracija u plinskoj fazi

Δp – pad tlaka, bar

F_v – volumni protok tekućine kroz fluid m^3/h

K_v, C_v – koeficijent protjecanja kroz ventil

ρ – gustoća tekućine, kg/dm^3

7. LITERATURA

1. Kohl A. L., Nielsen R. B., Gas Purification 5th ed., Gulf Publishing, SAD, 1997

2. Van Hoorn E., Spooner, B., Amine treating in a nutshell, Sulphur, 322, January - February 2001, 43-50.

3. http://www.chemspider.com/Chemical-Structure.13835336.html (pristup 28.lipnja. 2016)

4. Sander, A., Jedinične operacije u ekoinženjerstvu: Toplinski separacijski procesi, interna skripta, FKIT, Zagreb, 2011.

5. Rogošić, M., Kemijsko-inženjerska termodinamika, nastavni tekst, FKIT, Zagreb, 2013.

6. Luyben, W. L., Distillation design and control using ASPEN simulation, John Wiley & Sons, New Jersey, SAD, 2006.

7. Sattler, K., Feindt, H. J., Thermal separation processes – Principles and design, VCH, Weinheim, Njemačka, 1995.

8. Seader, J. D., Henley, E. J., Separation process principles, Wiley, SAD, 2006.

9. Schweitzer, P. A., Handbook of separation techniques for chemical engineers, McGraw-Hill, New York, 1979.

10. Beer, E., Destilacija, HDKI/Kemija u industriji, Zagreb, 2006

11. Chemstations Inc., CHEMCAD Version 6 – User guide, SAD, 2007.

12. Perry R. H., Green D. W., Perry's Chemical Engineers' Handbook, McGraw-Hill, SAD, 2007

13. Shinskey F. G., Process Control Systems: Application, Design, and Tuning, McGraw-Hill, SAD, 1996

14. Marlin T. E., Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance, McGraw-Hill, New York, SAD, 1995

15. Shinskey F. G., Distillation control: For Productivity and Energy Conservation, McGraw-Hill, SAD, 1977

16. Buhanec G., Diplomski rad: Simulacijsko istraživanje dinamičkog vladanja industrijskih procesa, FKIT, Zagreb, 2011
17. http://www.controlglobal.com/articles/2006/167/ (pristup 28.lipnja. 2016)

8. ŽIVOTOPIS

Fran Jazbec, univ. bacc. ing. cheming., rođen je 03. rujna 1992. godine u Zagrebu. XV. Gimnaziju u Zagrebu završava 2011. godine te iste godine upisuje preddiplomski studij Kemijsko inženjerstvo na Fakultetu kemijskog inženjerstva i tehnologije Sveučilišta u Zagrebu. Preddiplomski studij završio je 2014. godine s temom „Destilacijsko razdvajanje izomera butana" pod mentorstvom prof. dr. sc. Marka Rogošića. Na istom fakultetu nastavlja diplomski studij Kemijsko inženjerstvo, modul Kemijsko procesno inženjerstvo gdje je trenutno student druge godine. Član je Hrvatskog društva kemijskih inženjera od 2015. godine. 2016. godine održao je radionicu „Ljepota korozije u umjetnosti" na Festivalu znanosti u Zagrebu. Na matičnom fakultetu radi kao demonstrator na kolegijima: Osnove elektrotehnike, Primjena i programiranje računala, Modeliranje procesa te Projektiranje 1 i Projektiranje 2. Osim rada na fakultetu aktivno volontira u „BJ - procesno projektiranje", u kojoj stječe znanje i iskustvo u području procesnog projektiranja te sudjeluje u projektima iz industrije.