مجله افق‌های نوین در شیمی

شبیه‌سازی دینامیک واحد نمک‌زدایی از محلول‌های هیدروکربنی و طراحی سیستم کنترلی

مجتبی عزیزی[1*]،محمدامین قنواتی[2]

۱-استادیار دانشکده شیمی و مهندسی شیمی دانشگاه صنعتی مالک‌اشتر تهران-ایران

ص پ:۳۴۵۴-۱۶۷۶۵

۲-دانشکده مهندسی شیمی دانشگاه صنعتی امیرکبیر تهران ایران

ایمیل نویسنده مسئول*:azizi.m_58@yahoo.com

چکیده

هدف از این پژوهش بررسی و شبیه‌سازی واحد نمک‌زدایی از نفت‌خام می‌باشد. این شبیه‌سازی را ابتدا به صورت پایا و در نرم‌افزار شبیه‌ساز اسپن‌هایسیس صورت می‌پذیرد. و با استفاده از این شبیه‌سازی اثرپارامترهای عملیاتی مانند دما و فشار بر روی علمکرد کلی این فرآیند مورد بحث و بررسی قرارگرفت. درنهایت به شبیه سازی این فرآیند در حالت دینامیک پرداخته‌شد. و پارامترهای کنترلی برای کنترل دما،فشار،سطح مایع درون جداکننده۳ فازی، و دبی ورودی به فرآیند. با استفاده از روش زیگلر-نیکولز محاسبه شدند و توانایی این کنترلرها برای دفع اغتشاشات از سیستم مورد ارزیابی قرارگرفت.

کلمات کلیدی: نمک زدایی، شبیه‌سازی، اسپن‌هایسیس،شبیه‌سازی دینامیک،کنترلر

۱-مقدمه

ترکیبات هیدروکربنی عمدتا شامل گاز آب و سایر ترکیبات نفتی هستند. و اولین مرحله از یک فرآیند پالایش نفت جدا سازی این ترکیبات می‌با شد. هم‌چنین نفت خام حاوی مقادیر متفاوتی از نمک های غیر ار گانیک اســـت.وجود این نمک ها می‌توا ند مشـــکلات ز یادی مانند خوردگی،گرفتگی تجهیزات،خرابی کاتالیســـت‌ها و مواردی از این دســـت را به دنبال داشـــته باشـــد.مکانیزم‌های مختلفی برای این جداســـازی نمک‌ها موجود اســـت.[1] که برخی از آن‌ها عبارتند از روش‌های سانتریفیوژی[1]،فیلترا سیون[2]،روش‌های مغناظیسی[3]، روش‌هایی که بر اساس امواج ماکروویو[4] کار می‌کنند و هم‌چنین یکی دیگر از مهم‌ترین این روش ها جداکردن این ترکیبات با اســتفاده از هیدروســایکلون[5] می‌باشــد. اما شــاید متداول ترین روش برای حذف این ترکیبات مضر اضافه کردن آب به نفت خام و سپس جداکردن این آب از آن می‌باشد که از این طریق می‌توان آب و نمک‌های محلول درون آن را به صــورت هم‌زمان جداکرد. این جداســازی می‌تواند تا بیش از ۹۹ درصد از ترکیبات نمکی را از محلول‌های هیدروکربنی جداکند. به جرات می‌توان گفت کم هزینه ترین و سریع ترین راه برای برر سی اولیه یک فرآیند پیاده سازی یک شــبیه ســازی از آن در نرم افزار های شــبیه ســاز اســت .برای شــبیه ســازی این تجهیز در نرم‌افزارهای شبیه‌ساز از جمله نرم‌افزار شبیه ساز اسپن‌هایسیس[6] می‌توان از جداکننده‌های سه فازی که بر اساس اختلاف دانسیته میان فازها کار جدا سازی را انجام می‌دهند ا ستفاده‌کرد. این شبیه سازی می‌تواند در دو حالت پایا و پویا مورد پیاده سازی قرار بگیرد و از آنجایی که نتایج حاصل از این فرآیند به پارامترهای عملیاتی فرآیند مثل دما و فشار بستگی زیادی دارد از طریق شبیه سازی در حالت پایا می‌توان تاثیر این پارامترها را بر عملکرد این فرآیند مورد بررسی قرار داد. از طریق شبیه سازی در حالت پویا می‌توان رفتار سیستم را با گذشت زمان مورد بررسی قرار داد و توانایی سیستم را برای باقی ماندن در شرایط عملیاتی مناسب مورد بررسی قرار داد.

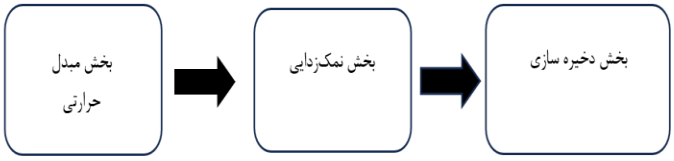
[1] Centrifugal
[2] Filtration
[3] Magnetic handling method
[4] Microwave
[5] Hydro cyclone
[6] Aspen hysys

یک سیستم زمانی می‌تواند به صورت پایدار عمل کند که حلقه‌های کنترلی آن به درستی عمل کنند. [2][3][4][5][6]

هدف اصلی از این پژوهش طراحی حلقه کنترلی و محاسبه پارامترهای کنترلی مناسب و بررسی رفتار سیستم با استفاده از این پارامترها می‌باشد.

۲- شبیه‌سازی و روش‌ها

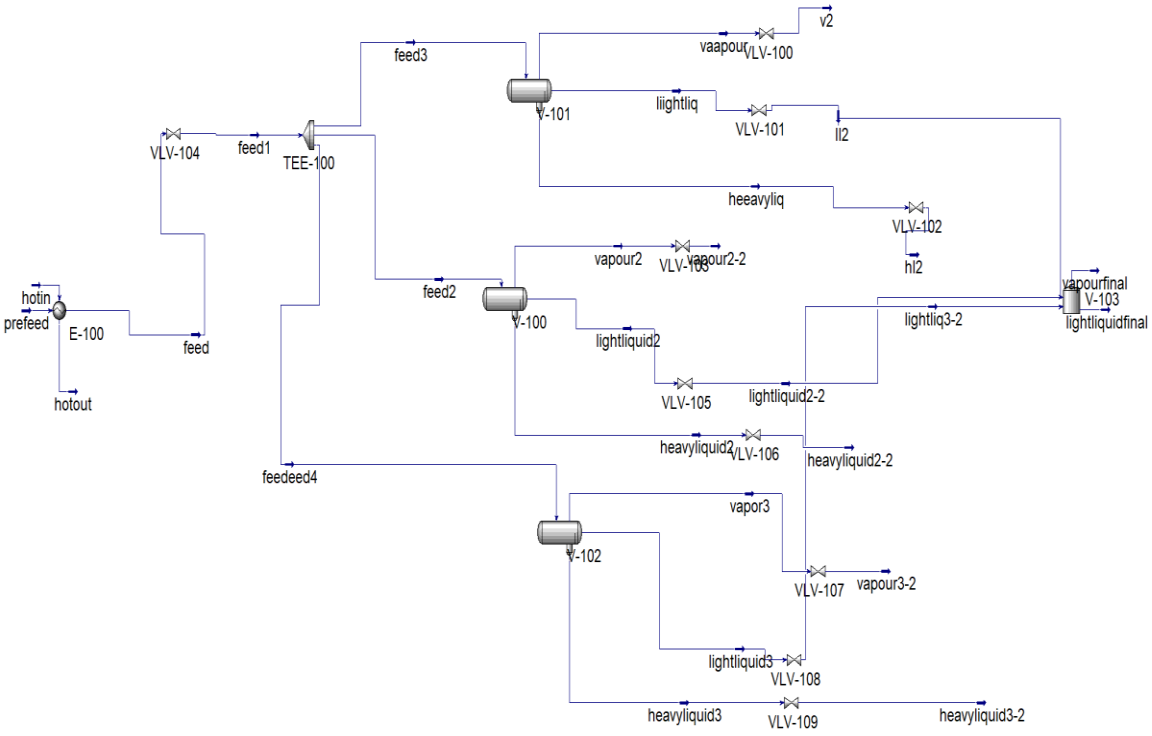
برای شبیه سازی این واحد در ابتدا به صورت پایا این شبیه‌سازی را انجام می‌دهیم متود مورد استفاده برای انجام این شبیه‌سازی SM[1] می‌باشد که در آن تجهیزات به صورت مرحله به مرحله حل می‌شوند. و سپس تجهیزی که پس از آن‌ها قرار گرفته است حل می‌شود. [7][8]. شبیه سازی این واحد با استفاده از یک مرحله نمک زدایی صورت می‌پذیرد. پیش از این تجهیز نمک زدایی یک مرحله مبدل حرارتی برای افزایش دما تا میزان مدنظر قرار گرفته است. پس از تجهیز مربوط به نمک زدایی سه جریان از آن خارج می‌شوند. یک جریان عمدتا شامل گازهای موجود در جریان وردی به واحد نمک‌زدایی است جریان دوم عمدتا شامل هیدروکربن‌های نفت خام است که پس از جداشدن بخش قابل توجهی از آب و نمک‌های موجود درون آن از این تجهیز خارج می‌شود. جریان سوم که دومین جریان مایع است عمدتا شامل آب و نمک‌های حل شده درون آن می‌باشد. در نهایت یک مخزن جهت ذخیره نفت خام قرار داده می‌شود. در ادامه مراحل مختلفی که در فرآیند موجود است به ترتیب آورده می‌شود



شکل۱- روند کاری این فرآیند

[1] Sequential modular

برای شبیه سازی این واحد از یک مرحله تجهیز نمک زدا استفاده می‌کنیم. اما برای این یک مرحله می‌توان چند سناریو تعریف کرد و مناسب‌ترین آن‌ها براساس قیمت تمام‌شده انتخاب‌کرد. اولین سناریو این است که چند دستگاه نمک‌زدا به صورت موازی با یک‌دیگر کارکنند در سایزهای کوچک‌تر. و دومین سناریو این است که یک تجهیز ولی با سایر بزرگ‌تر ولی به تنهایی کار کند. پس از کامل شدن شبیه سازی حالت پایا شمای کلی فرآیند شبیه سازی شده به صورت زیر است.



شکل۲- فلوشیت شبیه سازی شده حالت پایا

شکل بالا شمای کلی این فرآیند را نشان می‌دهد قابل ذکر است تعداد سپراتورهای سه فازی که به صورت موازی قرار گرفته‌اند و نقش نمکزدایی را به عهده دارند با توجه به هزینه‌ها می‌تواند متفاوت باشد برای تخمین کلی این هزینه‌ها از ابزار اقتصادی نرم‌افزار شبیه ساز اسپن هایسیس استفاده می‌کنیم. برای شبیه سازی این فرآیند از بسته ترمودینامیکی EXTENDED NRTL استفاده گردید. که می‌تواند رفتار ترمودینامیکی ترکیباتی که حاوی آب و نمک‌ها هستند را پیش‌بینی کند.

جدول زیر مشخصات شبیه سازی مبدل حرارتی را نشان می‌دهد

جدول ۱ -مشخصات شبیه سازی مبدل حرارتی را

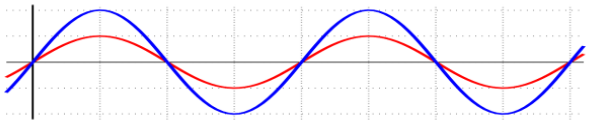
مدل استفاده شده	Simple weighted
میزان خطای قابل قبول	۰/۰۰۰۱
تعداد دفعات مجاز تکرار حل	۲۵
نوع قرار گیری مبدل	افقی

جدول زیر مشخصات شبیه سازی جداکننده سه فازی را نشان می‌دهد

جدول ۲- مشخصات شبیه سازی جداکننده سه فازی

نوع	سیلندر تخت
میزان خطای قابل قبول	۰/۰۰۰۱
تعداد دفعات مجاز تکرار حل	۲۵
وضعیت انرژی	آدیاباتیک

پس از این که شبیه سازی حالت پایا به صورت کامل پیاده شد به سراغ شبیه سازی حالت دینامیک می‌رویم.در این قسمت برای تنظیم پارامترهای کنترلی از روش زیگلر نیکولز استفاده گردید. برای پیاده سازی روش زیگلر نیکولز با استفاده از حلقه بسته می‌بایست ابتدا پارامترهای کنترلی ترم انتگرال گیر و ترم مشتق گیر را برابر صفر قرار دهیم و تنها از پارمترکنترلی ترم تناسبی استفاده شود[9]. برای این ترم ابتدا از مقادیر کوچک شروع می کنیم و رفته رفته این مقدار را افزایش می‌دهیم این افزایش تا زمانی ادامه پیدا می‌کند که سیستم رفتار ناپایدار از خود نشان بدهد . نشانه این ناپایداری رفتار نوسانی است که سیستم از خود نشان می‌دهد. شکل زیر رفتار یک سیستم در حالت ناپایدار را نشان می‌دهد.



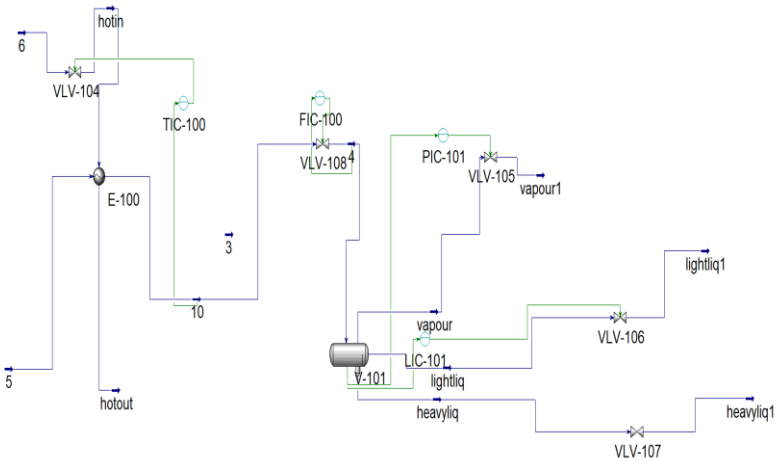
شکل ۳- سیستم ناپایدار

پس از این که سیستم رفتار ناپایدار نوسانی از خود نشان داد اولین مقداری از ترم تناسبی که این اتفاق را رقم زده است K_u و دوره این نوسانات را T_u در نظر می‌گیریم پس از محاسبه این مقادیر برای محاسبه پارامترهای کنترلی از جدول زیگلر نیکولز که در ادامه می‌آید استفاده می‌شود. [10]

جدول ۴- پارامترهای کنترلی زیگلر نیکولز

نوع کنترلر	ترم تناسبی	ترم انتگرالی	ترم مشتقی
تناسبی	۰/۵ K_u	-	-
تناسبی انتگرالی	$0/45\ K_u$	$T_u/1/2$	-
تناسبی مشتقی	$0/8K_u$	-	$T_u/8$
تناسبی انتگرالی مشتقی	$0/6K_u$	$T_u/2$	$T_u/8$

برای هریک از کنترلرهای پیاده شده در فرآیند این روش را پیاده می‌کنیم و به بررسی عملکرد پارامترهای کنترلی حاصل از روش زیگلر نیکولز برای آن‌ها می‌پردازیم . در فلوشیت شبیه سازی شده از این فرآیند در حالت پویا به صورت زیر است.



شکل ۴- فلوشیت شبیه سازی شده حالت دینامیک

۳- بحث و نتایج

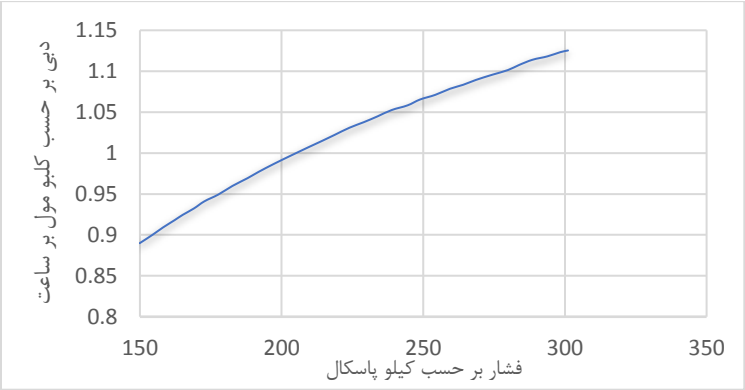
در ابتدا برای مشخص کردن این که کدام یک از سناریوهای قرارگرفتن جداکننده‌های سه فازی از نظر اقتصادی به صرفه است با استفاده از ابزار بررسی اقتصادی نرم‌افزار اسپن‌هایسیس نتایج زیر حاصل گردید این نتایج برای هریک از دو سناریو که مورد بررسی قرارگرفت به صورت زیر است هزینه ها به دلار ایالات متحده می‌باشد. در اولین سناریو واحد نمک‌زدایی شامل یک جداکننده و در دومین سناریو این واحد شامل سه جداکننده به صورت موازی می‌باشد.

جدول ۵- مقایسه هزینه‌های دو سناریو

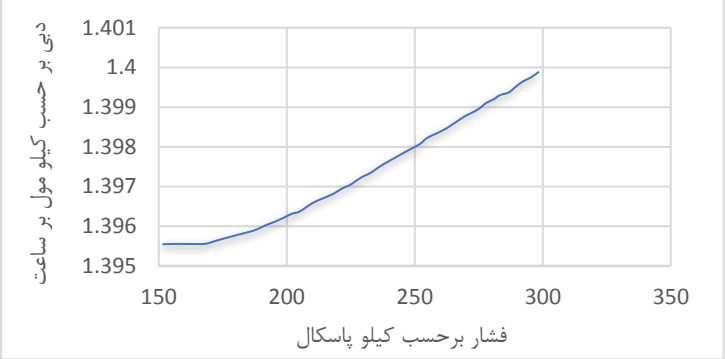
	سناریو اول	سناریو دوم
کل هزینه‌های سرمایه گذاری	۱۵۵۹۴۰۰	۲۳۳۴۹۰۰
هزینه‌های عملیاتی	۹۵۰۹۵۲	۹۵۴۳۷۱
هزینه تجهیزات	۱۸۹۰۰۰	۷۷۰۰۰۰
هزینه نصب تجهیزات	۱۰۷۳۰۰	۴۳۶۹۰۰
هزینه انرژی	۳۵۵۴۴	۳۵۵۴۴

بنابراین با توجه به هزینه‌های محاسبه شده سناریویی که شامل یک عدد جداکننده سه فازی به عنوان نمک‌زدا است برای انجام این عملیات مطلوب تر است. این امر با توجه به این که میزان حذف نمک‌ها و آب‌ها از ترکیب خوراک در هر دو حالت یکسان است می‌تواند مورد تایید قرار بگیرد.. در ادامه برای یافتن رابطه میان شرایط فرآیندی مانند دما و فشار و نتایج حاصل از این فرآیند آنالیز حساسیت برای این پارامترها در شرایط پایا انجام شد که نتایج آن ها در ادامه آورده می‌شود. اولین پارامتری که مورد بررسی قرارگرفت تغییرات دبی مولی خروجی برخی از اجزا هیدروکربنی موجود درون جریان نفت خروجی از جداکننده ۳ فازی با افزایش فشار عملیاتی جداکننده ۳ فازی در بازه ۱۵۰ تا ۳۰۰ کیلوپاسکال است. لازم به

ذکراست هرچه این مقدار بیش‌تر باشد برای ما مطلوب‌تر است. زیرا این اجزا باید از طریق جریان نفت خارج شوند. و قرارگرفتن آن‌ها درون جریان گاز یا جریان آب خروجی از جداکننده ۳ فازی در واقع عملکرد نامطلوب فرآیند را نشان می‌دهد.



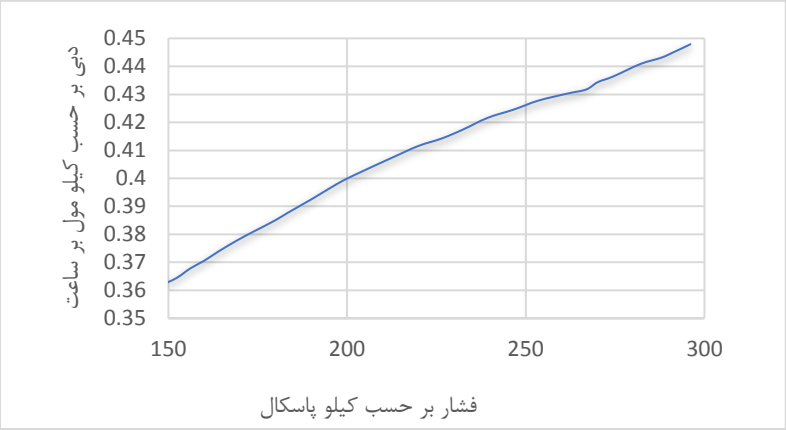
شکل ۵-تغییرات میزان جز هیدروکربنی سبک با تغییرات فشار



شکل ۶-تغییرات میزان جز هیدروکربنی سنگین با تغییرات فشار

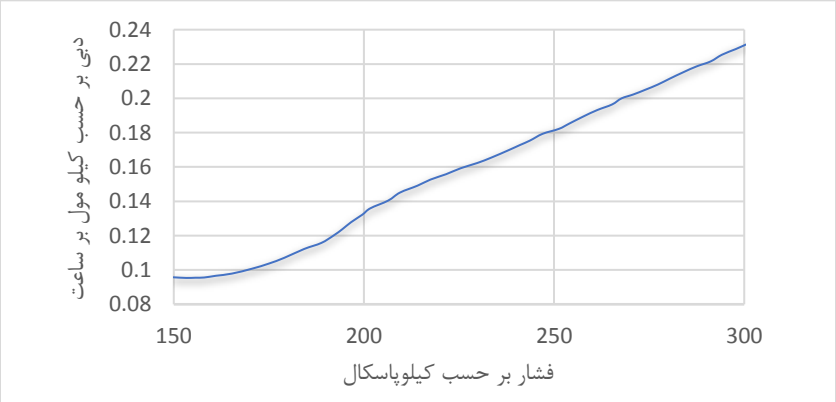
شکل۵ مربوط به یک هیدروکربن سبک و شکل ۶ مربوط به یک هیدروکربن سنگین است آن‌چه از تغییرات دبی مولی این اجزا هیدروکربنی برمی‌آید این است که با افزایش فشار میزان این ترکیبات درون جریانی که باید حضور داشته باشند افزایش می‌یابد. لذا افزایش فشار در این مورد به بهبود عملکرد فرآیند کمک می‌کند. دومین پارامتر مورد بررسی میزان تغییرات دبی مولی آب موجود در جریان نفت خام با

تغییرات فشار عملیاتی جداکننده ۳ فازی در بازه ۱۵۰ تا ۳۰۰ کیلوپاسکال است.



شکل ۷-تغییرات میزان آب با تغییرات فشار

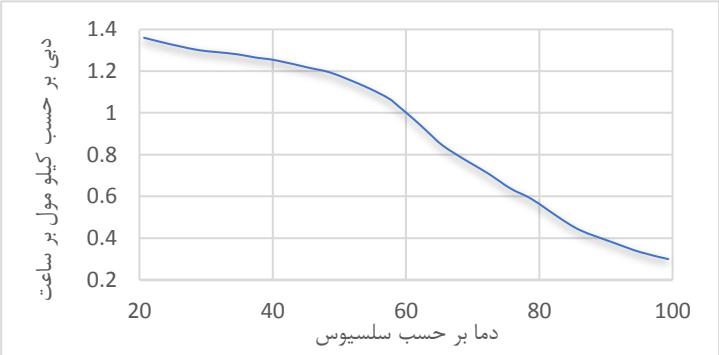
نتایج حاصل از این بررسی نشان می‌دهد با افزایش فشار میزان آب خروجی به همراه جریان نفت خام افزایش می‌یابد که این امر مطلوب ما نمی‌باشد. و این یک امر بازدارنده برای اجرای این عملیات در فشارهای بالا می‌باشد. پارامتربعدی که مورد بررسی قرار گرفت میزان تغییرات دبی مولی متان در جریان نفت خروجی است لازم به ذکر است هرچه این میزان کم‌تر باشد مطلوب‌تر است زیرا این اجزا باید درون جریان گاز خروجی از جداکننده ۳ فازی قرار بگیرند.



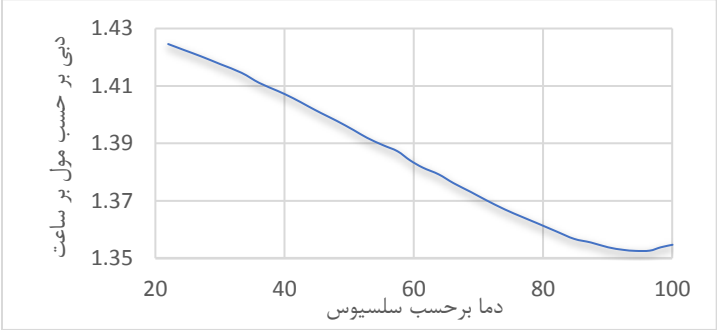
شکل ۸-تغییرات میزان متان با تغییرات فشار

بنابراین با افزایش فشار میزان متان و اتان خروجی از طریق جریان نفت افزایش می یابد و این هم یک عامل بازدارنده دیگر برای اجرای این فرآیند در فشارهای بالاتر می‌باشد. در ادامه بررسی تاثیرپارامترهای عملیاتی برعملکرد فرآیند این بار با ثابت نگه‌داشتن فشار دما را در بازه ۲۰ تا ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد افزایش می‌دهیم و تاثیر آن برپارامترهای مختلف را بررسی می‌کنیم. اولین پارامتری که مورد بررسی قرارگرفت تغییرات دبی مولی خروجی برخی از اجزا هیدروکربنی موجود درون جریان نفت خروجی از جداکننده ۳ فازی با افزایش دما در بازه ۲۰تا ۱۰۰ درجه سانتی گراد است. لازم به ذکراست هرچه این مقدار بیش‌تر باشد برای ما مطلوب‌تر است. زیرا این اجزا باید از طریق جریان نفت خارج شوند. و قرارگرفتن آن‌ها درون جریان گاز یا جریان آب خروجی از جداکننده ۳ فازی در واقع عملکرد نامطلوب فرآیند را نشان می‌دهد.

1

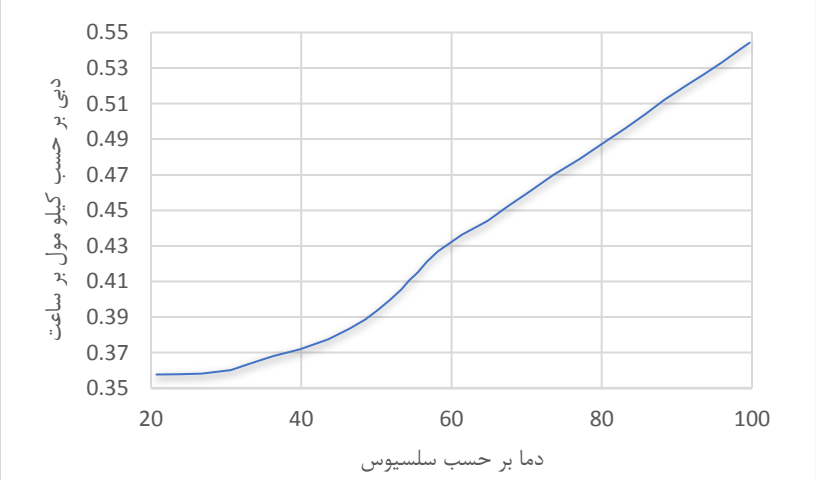


شکل ۹-تغییرات میزان جز هیدروکربنی سبک با تغییرات دما



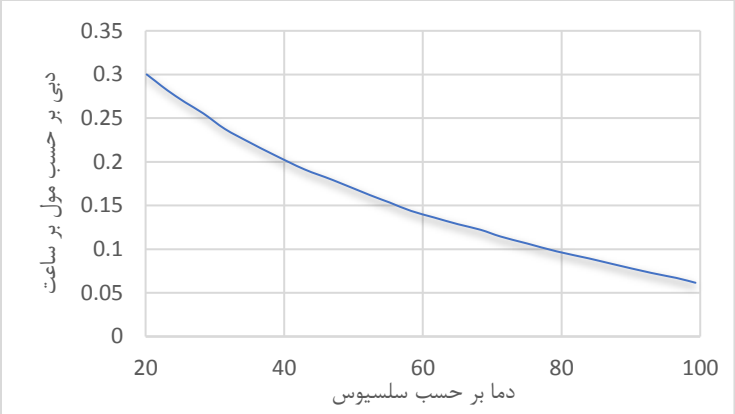
شکل ۱۰-تغییرات میزان جز هیدروکربنی سنگین با تغییرات دما

همان‌گونه که مشاهده می‌شود با افزایش دما میزان ترکیبات هیدروکربنی در جریان نفت خروجی کاهش می‌یابد که این امر مطلوب ما نیست. و می‌تواند انجام این فرآیند در دماهای بالاتر را با چالش مواجه کند. دومین پارامتر مورد بررسی میزان تغییرات دبی مولی آب موجود در جریان نفت خام با تغییرات دما در بازه ۲۰ تا ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد است. لازم به ذکر است هرچه این مقدار کم‌تر باشد برای ما مطلوب‌تر است.زیرا هدف اصلی این واحد جداکردن آب و نمک‌های محلول در آن می‌باشد. و هرچه این مقدار بیشتر باشد یعنی این جداسازی به درستی صورت نگرفته‌است



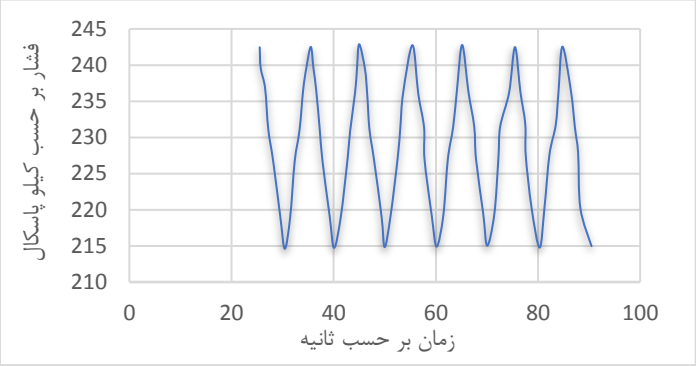
شکل ۱۱-تغییرات میزان آب با تغییرات دما

همان گونه که مشخص است با افزایش دما میزان آب موجود درون جریان نفت با افزایش دما افزایش می‌یابد که یک امر نامطوب است و می‌تواند یک عامل بازدارنده جهت انجام فرآیند در دماهای بسیار بالا باشد. پارمتر بعدی که مورد بررسی قرارگرفت میزان متان موجود درون جریان نفت خروجی از جداکننده سه فازی با افزایش دما در بازه ۲۰ تا ۱۰۰ درجه سانتی گراد است. بر اساس انچه پیش‌تر هم گفته شد برای ما مطلوب است که این مقدار کم‌باشد.



شکل ۱۲-تغییرات میزان متان با تغییرات دما

همان‌گونه که مشخص است با افزایش دما میزان این ترکیب در جریان نفت خروجی از جداکننده ۳ فازی کاهش می‌یابد و این مورد برای ما مطلوب است. در ادامه به نتایج شبیه سازی در حالت پویا ارائه می‌شود. درشبیه‌سازی پویا ۴ عدد کنترلر از نوع انتگرالی تناسبی قرار داده شد که عبارتند از کنترلر فشار جداکننده ۳ فازی، کنترلر سطح مایع جداکننده ۳ فازی، کنترلر دبی ورودی به جداکننده ۳ فازی، کنترلر دمای وردی به جداکننده ۳ فازی اولین کنترلری که نتایج آن ارائه می‌شود کنترلر فشار جداکننده ۳ فازی است در ابتدا پارامترهای کنترلی این کنترلر با استفاده از روش زیگلر نیکولز تنظیم شد. برای این امر اولین بهره تناسبی که در غیاب ترم های مشتقی و انتگرالی سیستم را به ناپایداری سوق می‌دهد برابر ۰,۸۳ می‌باشد و دوره این نوسانات برابر ۱۰ ثانیه است. در ادامه نمودار مربوط به این نوسانات ایجاد شده برای این کنترلر آورده می‌شود. تا منظور از نوسانات پایدار به صورت شفاف مشخص گردد.



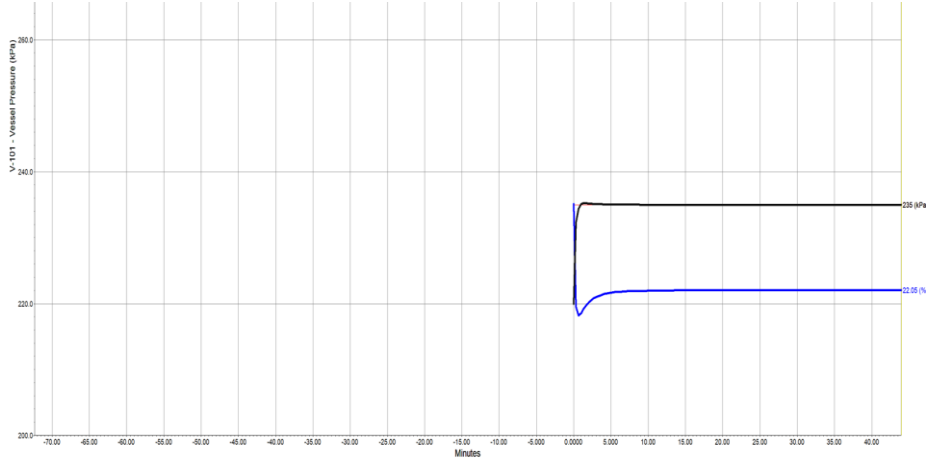
شکل ۱۳- سیستم ناپایدار

بنابراین پارامترهای کنترلی انتخاب شده برای این کنترلر با استفاده از روش زیگلرنیکولز به صورت زیر می‌باشد

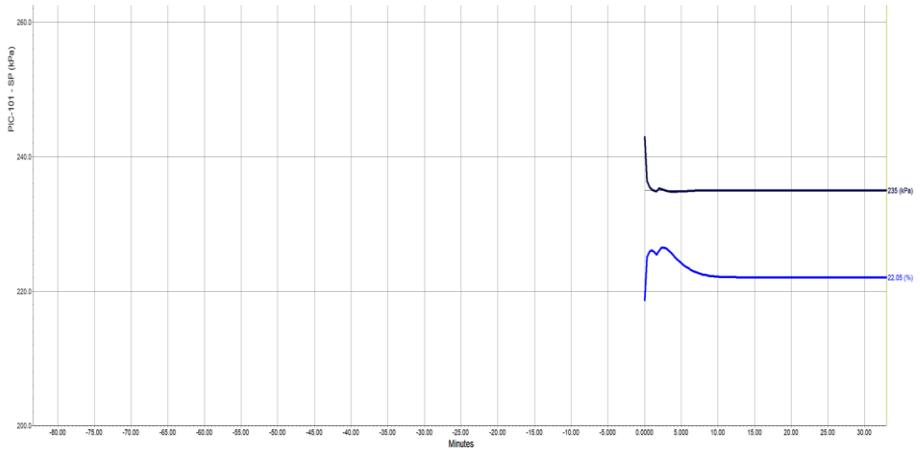
جدول۶-پارامترهای کنترلی کنترلر فشار

پارامترهای کنترلی	واحد	مقدار
ترم تناسبی	-	۰/۳۷۳
ترم انتگرالی	زمان(دقیقه)	۰/۱۶۷

در ادامه نتایج حاصل از کنترلر تنظیم شده برای فشار جداکننده ۳ فازی که پارامترهای کنترلی آن با استفاده از روش زیگلر نیکولز محاسبه شده‌اند. در قالب نمودار ارائه می‌گردد. این نمودارها به صورت مستقیم حاصل از شبیه سازی دینامیکی این فرآیند در نرم‌افزار اسپن هایسیس می‌باشد.



شکل۱۴ - عملکرد کنترلر فشار

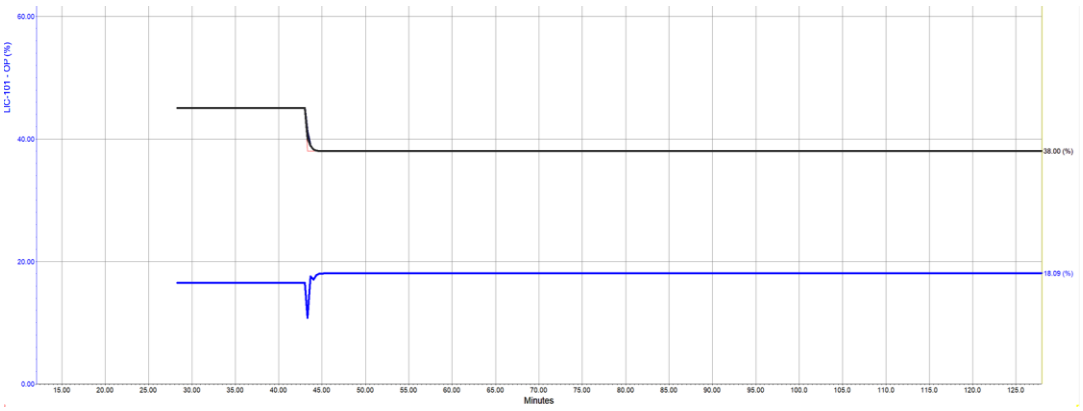


شکل۱۵ - عملکرد کنترلر فشار

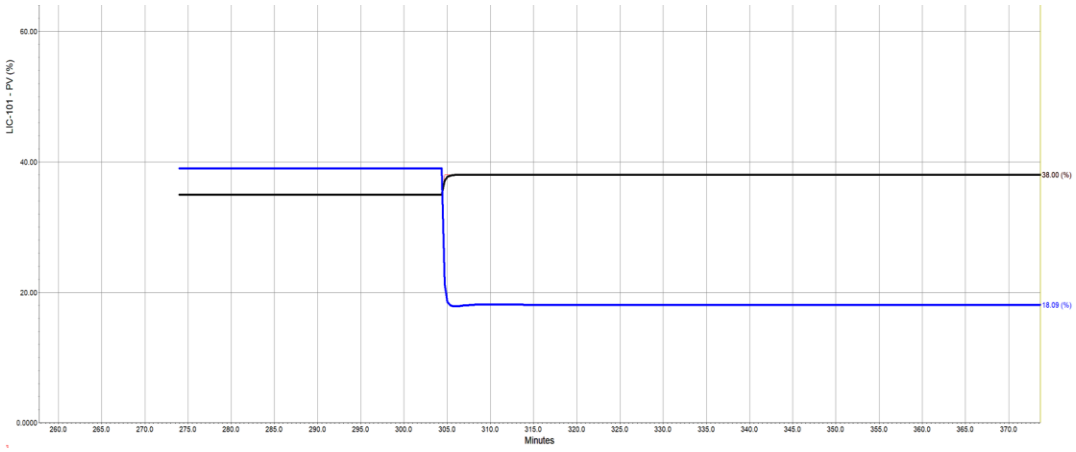
اشکال ۱۴ و ۱۵ عملکرد این کنترلر فشار را برای رساندن فشار مطلوب (۱۳۵ کیلوپاسکال) از فشارهای بالاتر و پایین‌تر را نشان می‌دهد. همان‌گونه که مشخص است کنترلر طراحی شده برای کنترل فشار در هر دو حالت عملکرد خوی از خود نشان می‌دهد و می‌تواند اثر اغتشاشاتی که به سیستم وارد می‌شوند. و فشار آن را مورد تاثیر قرار می‌دهند به خوبی خنثی‌کند. خطوط مشکی در شکل‌های ۱۴ و ۱۵ تغییرات فشار را نشان می‌دهند.دومین کنترلری که نتایج آن ارائه می‌شود کنترلر سطح مایع درون جداکننده ۳ فازی است در ابتدا پارامترهای کنترلی این کنترلر با استفاده از روش زیگلر نیکولز تنظیم شد. برای این امر اولین بهره تناسبی که در غیاب ترم های مشتقی و انتگرالی سیستم را به ناپایداری سوق می‌دهد برابر ۵۹ می‌باشد و دوره این نوسانات برابر ۲۰ ثانیه است. بنابراین پارامترهای کنترلی انتخاب شده برای این کنترلر با استفاده از روش زیگلرنیکولز به صورت زیر می‌باشد

جدول۷-پارامترهای کنترلی کنترلر سطح مایع

پارامترهای کنترلی	واحد	مقدار
ترم تناسبی	-	۲۶/۶
ترم انتگرالی	زمان(دقیقه)	۰/۲۷۸



شکل۱۶ - عملکرد کنترلر سطح مایع



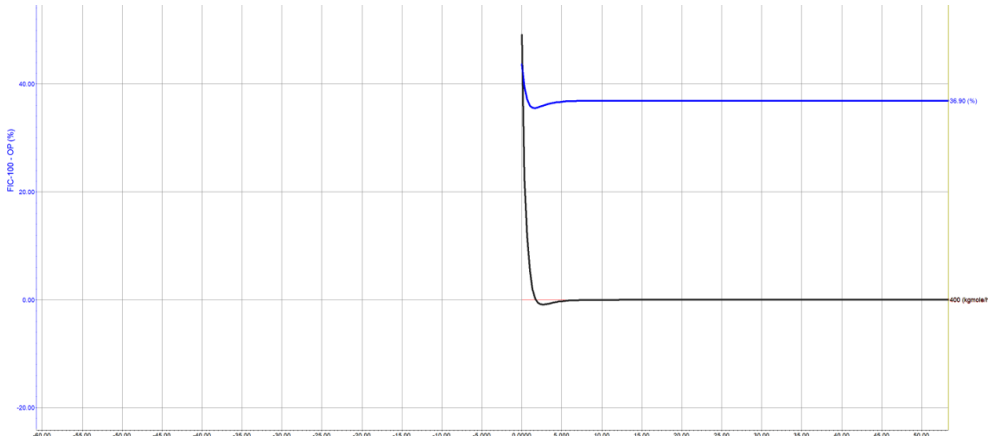
شکل۱۷ - عملکرد کنترلرسطح مایع

اشکال ۱۶ و ۱۷ عملکرد این کنترلر سطح مایع را برای رساندن سطح مایع مطلوب (۳۸ درصد) از سطوح بالاتر و پایین‌تر مایع را نشان می‌دهد. همان‌گونه که مشخص است کنترلر طراحی شده برای کنترل سطح مایع در هر دو حالت عملکرد خوبی از خود نشان می‌دهد و می‌تواند اثر اغتشاشاتی که به سیستم وارد می‌شوند. وسطح مایع درون جداکننده ۳ فازی را مورد تاثیر قرار می‌دهند به خوبی خنثی‌کند. خطوط مشکی در شکل‌های ۱۶ و ۱۷ تغییرات سطح مایع درون جداکننده ۳ فازی را نشان می‌دهند. سومین کنترلری که نتایج آن ارائه می‌شود کنترلردبی ورودی به جداکننده ۳ فازی است در ابتدا پارامترهای کنترلی این کنترلر با استفاده از روش زیگلر نیکولز تنظیم شد. برای این امر اولین بهره تناسبی که در غیاب ترم های مشتقی و انتگرالی سیستم را به ناپایداری سوق می‌دهد برابر ۱,۵ می‌باشد و دوره این نوسانات برابر ۱۰

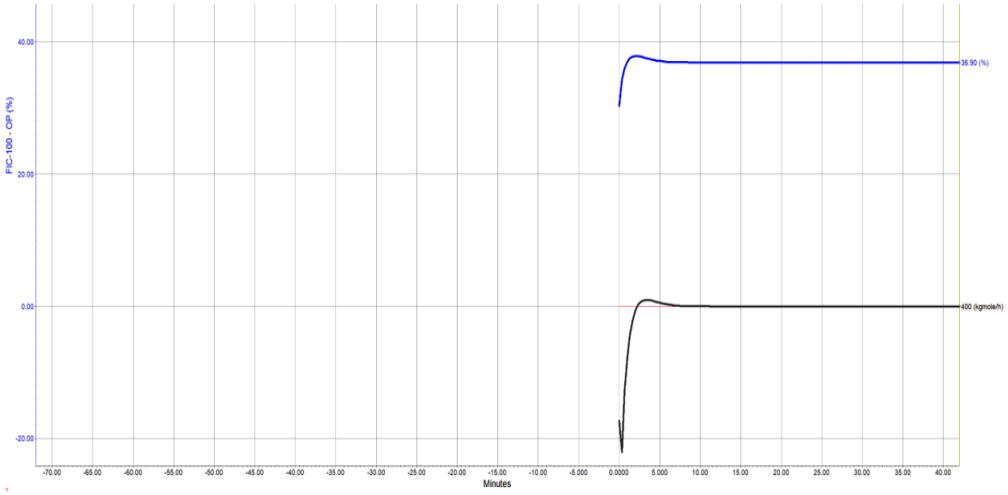
ثانیه است. بنابراین پارامترهای کنترلی انتخاب شده برای این کترلر به صورت زیر می‌باشد.

جدول۸-پارامترهای کنترلی کنترلر دبی

پارامترهای کنترلی	واحد	مقدار
ترم تناسبی	-	۰/۶۷۵
ترم انتگرالی	زمان(دقیقه)	۰/۱۶۷



شکل۱۸ - عملکرد کنترلر سطح دبی

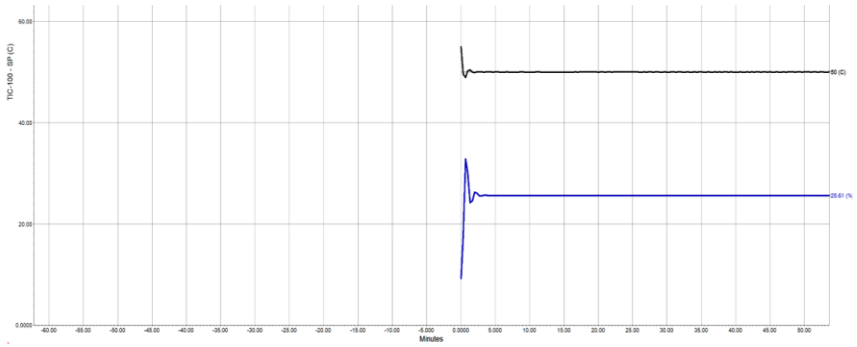


شکل۱۹ - عملکرد کنترلر دبی

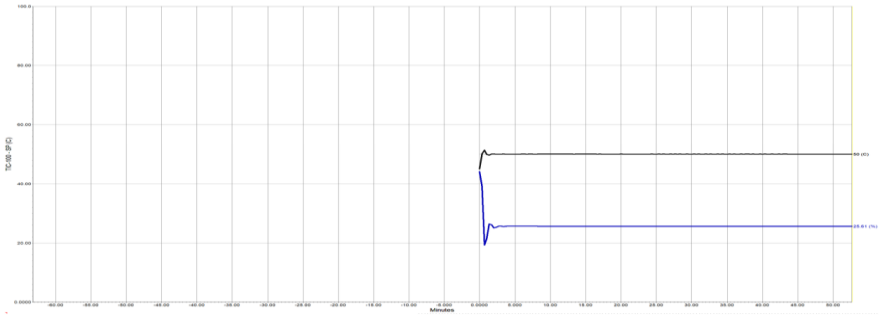
اشکال۱۸ و ۱۹ عملکرد این کنترلردبی را برای رساندن به مقدار مطلوب (۴۰۰ کیلو مول بر ساعت) از سطوح بالاتر و پایین‌تر دبی را نشان می‌دهد. همان‌گونه که مشخص است کنترلر طراحی شده برای کنترل دبی در هر دو حالت عملکرد خوبی از خود نشان می‌دهد و می‌تواند اثر اغتشاشاتی که به سیستم وارد می‌شوند و میزان دبی ورودی به جداکننده ۳ فازی را مورد تاثیر قرار می‌دهند به خوبی خنثی‌کند. خطوط مشکی در شکل‌های ۱۸ و ۱۹ تغییرات دبی ورودی به جداکننده ۳ فازی را نشان می‌دهند. آخرین کنترلری که نتایج آن ارائه می‌شود کنترلر دمای ورودی به جداکننده ۳ فازی است در ابتدا پارامترهای کنترلی این کنترلر با استفاده از روش زیگلر نیکولز تنظیم شد. برای این امر اولین بهره تناسبی که در غیاب ترم های مشتقی و انتگرالی سیستم را به ناپایداری سوق می‌دهد برابر ۷,۷ می‌باشد و دوره این نوسانات برابر ۱۰ ثانیه است. بنابراین پارامترهای کنترلی انتخاب شده برای این کترلر به صورت زیر می‌باشد.

جدول۹-پارامترهای کنترلی کنترلر دما

پارامترهای کنترلی	واحد	مقدار
ترم تناسبی	-	۳/۴۶
ترم انتگرالی	زمان(دقیقه)	۰/۱۶۷



شکل ۲۰ - عملکرد کنترلر دما



شکل ۲۱ - عملکرد کنترلر دما

اشکال ۲۰ و ۲۱ عملکرد این کنترلر دما را برای رساندن به مقدار مطلوب (۵۰ درجه سلسیوس) از سطوح بالاتر و پایین‌تر دمایی را نشان می‌دهد. همان‌گونه که مشخص است کنترلر طراحی شده برای کنترل دما در هر دو حالت عملکرد خوبی از خود نشان می‌دهد و می‌تواند اثر اغتشاشاتی که به سیستم وارد می‌شوند و میزان دمای ورودی به جداکننده ۳ فازی را مورد تاثیر قرار می‌دهند به خوبی خنثی‌کند. در نهایت پس از شبیه‌سازی در هر دو حالت دینامیک و پایا نتایج حاصل از آن به صورت زیر بیان می‌شود.

جدول ۱۰- نتایج کلی حاصل از شبیه‌سازی

	داده‌های صنعتی	شبیه‌سازی	درصد خطا
درصد حذف آب	۹۸/۰۷	۹۸/۷۸	۰/۲۹
درصد حذف نمک‌ها	۹۹/۰,۳	۹۸/٦۹	۰/۳٤

۴-پیشنهادات

در ادمه چند پیشنهاد برای بررسی‌های آینده در این زمینه ارائه می‌شود

- بررسی سایر روش‌های نمک‌زدایی مثل استفاده از اموج مایکروویو
- استفاده از روش‌های متفاوت برای تنظیم پارامترهای کنترلی[11]

۵-نتیجه‌گیری

در نهایت پس از این که نتایج حاصل از شبیه‌سازی در هر دو حالت پایا و دینامیک بدست‌آمد می‌توان نتیجه‌گرفت که نتایج حاصل از این شبیه‌سازی تطابق قابل‌قبولی از خود با داده‌های صنعتی نشان می‌دهند. که این خود مهر تاییدی بر صحت شبیه‌سازی انجام شده می‌باشد. هم‌چنین با بررسی‌های صورت‌گرفته روی پارامترهای عملیاتی مانند دما و فشار مشخص گردید که این فرآیند تا حد زیادی نسبت این پارامترها از خود حساسیت نشان می‌دهد. بنابراین حد مناسبی که برای آن‌ها در نظر گرفته شد عبارت است از ۵۰ درجه سلسیوس برای دما و ۲۳۵ کیلوپاسکال برای فشار. درضمن نشان داده‌شد که روش زیگلر- نیکولز برای تنظیم پارامترهای کنترلی به خوبی عمل می‌کند. و می‌تواند با میزان خطای کم پارامترهای کنترلی را به میزان مطلوب برساند. بنابراین با توجه به حدف بیش از ۹۸ درصد از نمک‌های موجود درون خوراک و هم‌چنین کنترل‌پذیری مناسب این فرآیند می‌تواند وظیفه نمک‌زدایی و حذف آب از محلول‌های هیدروکربنی را به خوبی به انجام برساند.

منابع

[1] R. Zhang *et al.*, “Influence of salts, anion polyacrylamide and crude oil on nanofiltration membrane fouling during desalination process of polymer flooding produced water,” *Desalination*, vol. 373, pp. 27–37, 2015, doi: 10.1016/j.desal.2015.07.006.

[2] C. Sotelo, A. Favela-Contreras, R. A. Ramirez-Mendoza, F. Beltran-Carbajal, E. Cruz, and D. Sotelo, “Rigorous dynamic simulation of a dehydration and desalting crude oil unit using aspen hysys®,” *Int. J. Simul. Model.*, vol. 20, no. 2, pp. 231–242, 2021, doi: 10.2507/IJSIMM20-2-546.

[3] A. Basu, “Scholarship at UWindsor Design and Operational Review of Three-Phase Gas-Oil-Water Separator Treatment of Natural Gas Processing Closed Drain Wastewater Stream,” no. 2012, 2012.

[4] L. Vafajoo, K. Ganjian, and M. Fattahi, “Influence of key parameters on crude oil desalting: An experimental and theoretical study,” *J. Pet. Sci. Eng.*, vol. 90–91, pp. 107–111, 2012, doi: 10.1016/j.petrol.2012.04.022.

[5] Z. S. Bai and H. L. Wang, “Crude oil desalting using hydrocyclones,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 85, no. 12 A, pp. 1586–1590, 2007, doi: 10.1016/S0263-8762(07)73203-3.

[6] H. K. Abdel Aal, K. Zohdy, and M. Abdelkreem, “Waste Management in Crude Oil Processing: Crude Oil Dehydration and Desalting,” *Int. J. Waste Resour.*, vol. 08, no. 01, pp. 8–11, 2018, doi: 10.4172/2252-5211.1000326.

[7] J. M. Montagna and O. A. Iribarren, “A new strategy for process simulation with the sequential modular approach,” *Comput. Ind.*, vol. 12, no. 1, pp. 23–29, 1989, doi: 10.1016/0166-3615(89)90028-6.

[8] “The Blackwell Companion to Organizations,” *Blackwell Companion to Organ.*, pp. 889–898, 2007, doi: 10.1111/b.9780631216940.2005.00044.x.

[9] H. O. Bansal, R. Sharma, and P. R. Shreeraman, “PID Controller Tuning Techniques: A Review,” *J. Control Eng. Technol. JCET*, vol. 2, no. October, pp. 168–176, 2012, [Online]. Available: www.ijcet.org

[10] V. V. Patel, “Ziegler-Nichols Tuning Method: Understanding the PID Controller,” *Resonance*, vol. 25, no. 10, pp. 1385–1397, 2020, doi:

10.1007/s12045-020-1058-z.

[11] E. Joseph and O. O. O, “Cohen-coon PID Tuning Method; A Better Option to Ziegler Nichols-PID Tuning Method,” *Int. J. Recent Eng. Res. Dev. www.ijrerd.com* ||, vol. 02, no. 11, pp. 141–145, 2017, [Online]. Available: www.ijrerd.com