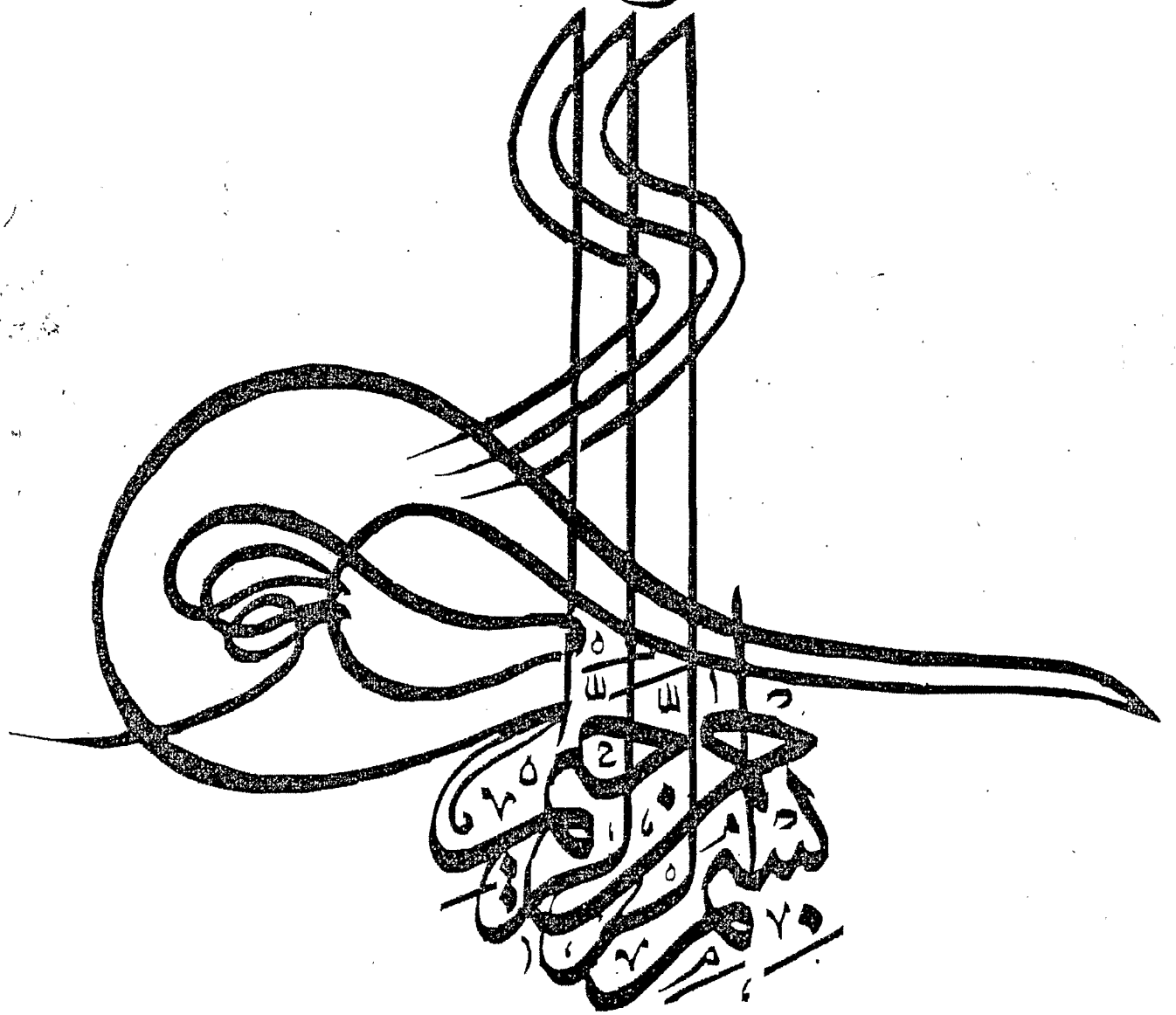


الله



۹۷۲۲۲



دانشگاه بلوچستان

تحصیلات تکمیلی

پایان نامه کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، گرایش طراحی فرآیندها

عنوان:

شبیه سازی واحد تقطیر میعانات گازی پالایشگاه

شهید هاشمی نژاد سرخس در شرایط پایا و

دینامیکی

استاد راهنما:

دکتر فرهاد شهرکی

استاد مشاور:

مهندس یونس دادمحمدی

تحقیق و نگارش:

جواد رجبی خراسانی

بهار ۱۳۸۲

۹۶۳۳۳

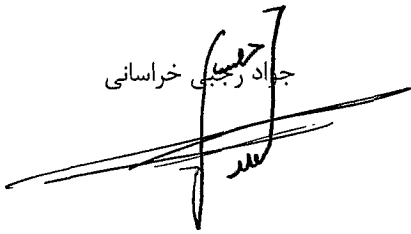
دفتر اطلاعات آرکایو ملی پابان
مینیستراک

۱۳۸۲ / ۱۵ / ۱۳۸۷

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

این پایان نامه با عنوان

قسمتی از برنامه آموزشی دوره کارشناسی ارشد مهندسی شیمی-طراحی فرآیندها توسط دانشجو جواد رجبی خراسانی تحت راهنمایی استاد پایان نامه دکتر فرهاد شهرکی تهیه شده است. استفاده از مطالب آن به منظور اهداف آموزشی با ذکر و اطلاع کتبی به حوزه تحصیلات تکمیلی دانشگاه سیستان و بلوچستان مجاز می باشد.

جواد رجبی خراسانی


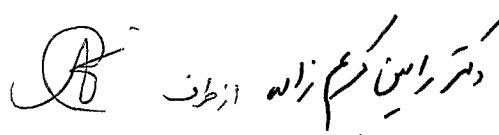

این پایان نامه ...^۸ واحد درسی شناخته می شود و در تاریخ ...^۹ ۱۴۸۷ توسط هیئت داوران بررسی و درجه ...^{۱۰} به آن تعلق گرفت.

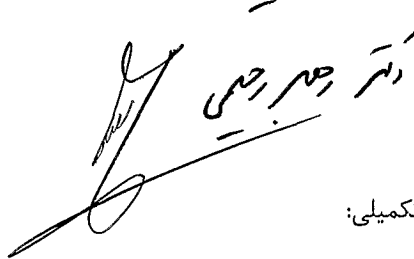
تاریخ

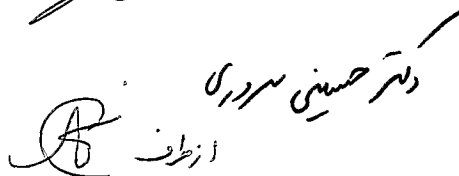

امضاء

نام و نام خانوادگی

استاد راهنما:  دکتر فرهاد شهرکی

داور ۱:  دکتر امین رحیم زاده از طرف 

داور ۲:  دکتر جواد رجبی
نماینده تحصیلات تکمیلی:

 دکتر حسین سدری
از طرف 

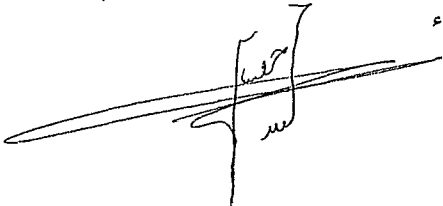
تعهدنامه اصالت اثر

اینجانب جواد رجبی خراسانی تایید می کنم که مطالب مندرج در این پایان نامه حاصل کار پژوهشی اینجانب است و به دستاوردهای پژوهشی دیگران که در این نوشته از آن استفاده شده است مطابق مقررات ارجاع گردیده است. این پایان نامه پیش از این برای احراز هیچ مدرک هم سطح یا بالاتر ارائه نشده است.

کلیه حقوق مادی و معنوی این اثر متعلق به دانشگاه سیستان و بلوچستان می باشد.

نام و نام خانوادگی دانشجو: جواد رجبی خراسانی

امضاء



تقدیم به پدر عزیزم

که دستهای بی نیازش سایه ای برای نیازمندیهایم

و وجودش تکیه گاهی مطمئن و استوار فراراه تحصیل

بوده و است.

تقدیم به مادر عزیزم

مادری که مظهر مهر و محبت و تجسم ممانت و چشمه ایمان و ادب است.

مادری که وجودش ثروت من است و قلمم سرشار از عطوفت اوست.

و تقدیم به خواهر و برادران عزیزم

و اکنون که با یاری خداوند متعال این پایان نامه به اتمام رسیده است، از استاد ارجمند جناب آقای دکتر فرهاد شهرکی که در تمامی مراحل انجام پایان نامه سرپرستی امور را بر عهده داشته و مهندس داد محمدی که نقش تعیین کننده ای در به نتیجه رسانیدن آن داشته اند، تشکر کرده و نیز از تمامی اساتید و معلمان دوران تحصیل بدین طریق سپاسگزاری می نمایم.

در اینجا لازم می دانم مراتب قدردانی خود را به تمامی دوستان عزیز دوران تحصیل و یاران جانی هادی ذهبی، محمدرضا تقی زاده، علی اصغر خالقی، محمود پهلوانی، نادر رضاپور، مهدی نیکنام، یاسر براتی و امید قبولی ابراز نمایم. باشد تا در تمام مراحل زندگی شاد و پیروز و سربلند باشند.

چکیده

در این پایان نامه، واحد تقطیر میعانات گازی پالایشگاه شهید هاشمی نژاد سرخس با استفاده از نرم افزار Aspen Plus 11.1 در حالت پایا و نرم افزار Aspen Dynamics در حالت دینامیکی شبیه سازی شده است. پس از شبیه سازی پایای واحد، اثر تغییرات جریان برگشتی بالای برج تقطیر، اتلاف اکسرژی واحد، دبی جریان خروجی نفتا، سینی جریان خروجی نفتا و جریان ورودی به عریان کننده نفت سفید واحد که مهمترین پارامترهای مؤثر بر منحنی تقطیر محصولات می باشند، مورد بررسی قرار گرفته است. اثر تغییر هر پارامتر روی مصرف انرژی واحد نیز بررسی شده است و با توجه به آنالیزهای صورت گرفته روی هر پارامتر محدوده های عملیاتی و بهترین مقدار آن پارامتر به دست آمده است.

به منظور تعیین شرایط عملیاتی بهینه برای برج های تقطیر نفتی هنگامی که خوراک واحد تغییر کند و یا هنگامی که محصولات در برش دمایی مناسب قرار نداشته باشند، مکانیسمی در این مقاله ارائه شده است. مکانیسم ارائه شده بدین ترتیب می باشد که ابتدا باید واحد مورد مطالعه شبیه سازی و سپس با روش تشریح شده تابعی برای بهینه سازی تعریف، و بهینه سازی انجام شود تا شرایط عملیاتی بهینه تعیین گردد.

عملیات بهینه سازی با مکانیسم ارائه شده بر روی یک واحد پالایشگاهی انجام شده و نتایج حاصله نشانگر افزایش فاصله بین ۹۵ درصد تقطیر ASTM از محصول سبکتر و ۵ درصد تقطیر ASTM محصول سنگین تر و قرار گرفتن آنها در برش های مطلوب تعیین شده است. به علاوه با توجه به محاسبات اقتصادی صورت گرفته با اعمال شرایط عملیاتی بهینه رقم قابل توجه ۷۶۰۳۲۰ دلار در سال به سود دهی این واحد افزوده می شود.

کلمات کلیدی: شبیه سازی- بهینه سازی- منحنی دمای تقطیر- همپوشانی- فاصله دمایی- برج تقطیر نفتی- نفتا- نفت سفید

فهرست مطالب

عنوان.....	صفحه
فصل اول: مقدمه.....	۱
۱-۱- تقطیر.....	۲
۲-۱- اقتصاد تقطیر.....	۳
۳-۱- شبیه سازی فرآیندهای تقطیر.....	۴
۴-۱- واحد مورد مطالعه.....	۵
۵-۱- پژوهش انجام شده.....	۶
فصل دوم: واحد تقطیر میعانات گازی پالایشگاه گاز شهید هاشمی نژاد.....	۷
۱-۲- مقدمه.....	۸
۲-۲- خوراک طراحی واحد.....	۸
۳-۲- محصولات طراحی واحد.....	۹
۴-۲- شرح فرآیند تقطیر.....	۱۰
۵-۲- سیستم های کمکی.....	۱۲
۱-۵-۲- سیستم تزریق ممانعت کننده.....	۱۲
۲-۵-۲- خلاصه ای از منابع حرارتی خارجی واحد.....	۱۳
۶-۲- عملیات تجهیزات.....	۱۴
۱-۶-۲- پمپ ها.....	۱۴
۲-۶-۲- کولرهای هوایی.....	۱۵
۳-۶-۲- کوره.....	۱۵
فصل سوم: شبیه سازی واحد در حالت پایا به کمک نرم افزار.....	۱۶
۱-۳- مقدمه.....	۱۷
۲-۳- انتخاب نرم افزار.....	۲۰
۳-۳- شبیه سازی خوراک.....	۲۱
۴-۳- انتخاب معادله حالت مناسب.....	۲۴
۵-۳- شبیه سازی فرآیند تولید.....	۲۷
۶-۳- بررسی نتایج حاصل از شبیه سازی.....	۲۹
۷-۳- بحث و نتیجه گیری.....	۳۴
فصل چهارم: بررسی اثر تغییر پارامترهای فرآیندی بر برش دمایی محصولات.....	۳۵
۱-۴- مقدمه.....	۳۶
۲-۴- بررسی اثر تغییرات دبی جریان برگشتی بالای برج تقطیر روی برش دمایی محصولات.....	۳۶
۳-۴- بررسی اثر تغییرات دبی جریان برگشتی بالای برج تقطیر	

۴۰	روی همپوشانی دمایی منحنی تقطیر محصولات واحد.....
۴-۴	بررسی اثر تغییرات دبی جریان برگشتی بالای برج تقطیر
۴۳	روی اتلاف اکسرژی برج تقطیر.....
۵-۴	بررسی اثر تغییرات دبی جریان نفتا روی
۴۶	برش دمایی محصولات و مصرف انرژی.....
۶-۴	بررسی اثر تغییرات دبی جریان ورودی به عربان کننده نفت سفید
۴۷	برش دمایی محصولات و مصرف انرژی.....
۷-۴	بررسی اثر تغییر سینی جریان خروجی نفتا از برج تقطیر
۴۷	روی منحنی دمایی تقطیر محصولات و مصرف انرژی.....
	فصل پنجم: ارائه مکانیسمی برای بهینه سازی برجهای تقطیر نفتی
۴۹	و اعمال آن برای بهینه سازی واحد مورد مطالعه.....
۱-۵	مقدمه.....
۲-۵	اجزاء نفتی.....
۳-۵	جداسازی اجزای نفتی.....
۴-۵	کلیت مکانیسم ارائه شده.....
۵-۵	مراحل بهینه سازی واحد.....
۱-۵-۵	تابع هدف.....
۲-۵-۵	متغیرهای آزاد بهینه سازی.....
۳-۵-۵	قیدهای بهینه سازی.....
۴-۵-۵	شمای کلی تابعی که برای بهینه سازی باید تعریف شود.....
۶-۵	اعمال بهینه سازی بر روی واحد تقطیر میعانات گازی
۶۱	پالایشگاه شهید هاشمی نژاد.....
۱-۶-۵	بهینه سازی فرآیند.....
۱-۶-۵	تابع هدف، متغیرهای دستی و قیود بهینه سازی فرآیند.....
۲-۶-۵	شمای کلی تابعی که برای بهینه سازی واحد تعریف شده است.....
۳-۶-۵	نتایج حاصل از بهینه سازی.....
۷-۵	بحث و نتیجه گیری.....
	فصل ششم: مقدمه ای بر سیستم های کنترل صنعتی.....
۱-۶	مقدمه.....
۲-۶	اجزای اصلی سیستم های کنترل.....
۱-۲-۶	فرآیند.....
۲-۲-۶	اندازه گیر.....
۳-۲-۶	محرک.....
۴-۲-۶	کنترل کننده.....
۳-۶	حلقه کنترل.....
۴-۶	کنترل خودکار.....
۵-۶	طراحی و تنظیم کنترل کننده ها.....

۷۳	۱-۵-۶- طراحی کنترل کننده
۷۷	۱-۱-۵-۶- کنترل کننده PID صنعتی
۷۹	۲-۱-۵-۶- عملکرد کنترل کننده های P و I و D
۸۱	۲-۵-۶- تنظیم کردن یک کنترل کننده PID صنعتی
۸۲	۱-۲-۵-۶- معیارهای تنظیم شدن یک کنترل کننده PID
۸۳	۲-۲-۵-۶- روش تنظیم کنترل کننده PID
۸۵	۳-۲-۵-۶- آزمایش کنترل کننده PID بعد از تنظیم
۸۶	فصل هفتم: شبیه سازی دینامیکی واحد
۸۷	۱-۷- مقدمه
۸۷	۲-۷- روشهای کنترل برجهای تقطیر
۸۹	۱-۲-۷- معیارهای انتخاب سینی کنترل دما در برجهای تقطیر
۸۹	۱-۱-۲-۷- معیار شیب
۹۰	۲-۱-۲-۷- معیار حساسیت
۹۰	۳-۱-۲-۷- معیار SVD
۹۱	۴-۱-۲-۷- معیار دمای ثابت
۹۱	۵-۱-۲-۷- معیار تغییرپذیری کمینه محصول
۹۲	۳-۷- ویژگی های کلیدی Aspen Dynamics
۹۳	۴-۷- مقایسه مشخصات شبیه سازی حالت پایا و دینامیکی
۹۴	۵-۷- مراحل انجام شبیه سازی دینامیکی
۹۵	۶-۷- مدلسازی دینامیکی فرآیند بر اساس تاثیرات فشار یا جریان
۹۵	۱-۶-۷- شبیه سازی دینامیکی بر اساس جریان
۹۵	۲-۶-۷- شبیه سازی دینامیکی بر اساس فشار
۹۶	۱-۲-۶-۷- شروع کار با شبیه سازی پایا در Aspen Plus
۹۸	۲-۲-۶-۷- وارد کردن اطلاعات لازم برای شبیه سازی دینامیکی
۹۹	۳-۲-۶-۷- ایجاد شبیه سازی بر اساس فشار
۱۰۱	۷-۷- چگونگی انتقال از Aspen Plus به Aspen Dynamics
۱۰۲	۸-۷- شبیه سازی دینامیکی واحد
۱۰۵	۹-۷- عملکرد حلقه های کنترل بر اثر یک تغییر پله ای در مقدار مقرر
۱۰۶	۱-۹-۷- عملکرد حلقه های کنترل جریان
۱۰۷	۲-۹-۷- حلقه های کنترل سطح
۱۱۰	۳-۹-۷- حلقه کنترل فشار
۱۱۱	۴-۹-۷- متغیرهای عملیاتی
۱۱۳	فصل هشتم: بحث و نتیجه گیری
۱۱۴	۱-۸- بحث و نتیجه گیری
۱۱۶	۲-۸- ارائه پیشنهادات
۱۱۷	مراجع

فهرست جدول ها

عنوان جدول	صفحه
جدول ۱-۲: محصولات و شدت جریانهای طراحی واحد	۹
جدول ۲-۲: میزان آب سرد بسته مورد نیاز پمپها	۱۳
جدول ۳-۲: میزان گاز سوختی	۱۳
جدول ۴-۲: میزان الکتریسیته مورد نیاز	۱۳
جدول ۵-۲: میزان آب سرد مورد نیاز کولرها	۱۴
جدول ۱-۳: روشهای سرشت نمایی مواد فرضی در نرم افزار Aspen	۲۲
جدول ۲-۳: معادلات حالت مناسب برای حالت‌های مختلف محلولهای قطبی	۲۵
جدول ۳-۳: معادلات حالت مناسب برای حالت‌های مختلف مواد غیر قطبی	۲۶
جدول ۴-۳: نتایج مربوط به جریانهای اصلی واحد شبیه سازی شده	۲۹
جدول ۵-۳: مقایسه اطلاعات مربوط به شرایط فعلی و نتایج حاصل از شبیه سازی واحد	۳۰
جدول ۶-۳: شرایط عملیاتی برج تقطیر واحد	۳۰
جدول ۷-۳: شرایط عملیاتی جریان کننده کروسین	۳۳
جدول ۱-۴: برش دمایی تعیین شده برای منحنی تقطیر محصولات واحد	۳۷
جدول ۲-۴: برش دمایی محصولات و بار حرارتی جوش آور برج تقطیر در دبی های مختلف جریان نفتای خروجی	۴۶
جدول ۳-۴: برش دمایی محصولات و بار حرارتی جوش آور برج تقطیر در دبی های مختلف جریان ورودی به جریان کننده نفت سفید	۴۷
جدول ۴-۴: برش دمایی محصولات و بار حرارتی جوش آور در تغییر شماره سینی جریان نفتا	۴۸
جدول ۱-۵: مقایسه نقاط جوش در روشهای مختلف برای نفتا	۵۲
جدول ۲-۵: مقایسه نقاط جوش در روشهای مختلف برای نفت خام	۵۳
جدول ۳-۵: معیارهای جداسازی در برج تقطیر اتمسفری	۶۰
جدول ۴-۵: معیارهای جداسازی در برج تقطیر اتمسفری	۶۱
جدول ۵-۵: معیارهای جداسازی در برج تقطیر اتمسفری	۶۱
جدول ۶-۵: مشخصات برشهای دمایی محصولات واحد قبل از بهینه سازی	۶۱
جدول ۷-۵: فاصله دمایی بین محصولات واحد در شرایط قبل از بهینه سازی	۶۲
جدول ۸-۵: متغیرهای آزاد بهینه سازی واحد	۶۳
جدول ۹-۵: مقایسه نتایج مربوط به شرایط فعلی با نتایج حاصل از بهینه سازی واحد	۶۷
جدول ۱۰-۵: متغیرهای آزاد بهینه سازی برای واحد	۶۸
جدول ۱۱-۵: مشخصات برشهای دمایی محصولات واحد قبل از بهینه سازی	۶۸
جدول ۱۲-۵: فاصله دمایی بین محصولات واحد در شرایط قبل از بهینه سازی	۶۸
جدول ۱-۷: مدلهایی که برای شبیه سازی دینامیکی نیاز به داده های بیشتری دارند	۹۸
جدول ۲-۷: مدلهایی که نمی توان از آنها در شبیه سازی بر اساس فشار استفاده کرد	۹۹

جدول ۳-۷: فایل‌هایی که در هنگام انتقال از Aspen Plus به Aspen Dynamics ایجاد می‌شوند..... ۱۰۱

جدول ۴-۷: حلقه‌های کنترل به همراه پارامترهای کنترلی واحد..... ۱۰۵

فهرست شکل ها

عنوان شکل	صفحه
شکل ۱-۲: شمای کلی فرآیند.....	۱۰
شکل ۱-۳: مراحل شبیه سازی یک فرآیند.....	۲۰
شکل ۲-۳: مقایسه نتایج حاصل از شبیه سازی خوراک با اطلاعات آزمایشگاهی وارد شده به شبیه ساز.....	۲۳
شکل ۳-۳: نمای کلی واحد شبیه سازی شده.....	۲۸
شکل ۴-۳: پروفایل دمایی روی سینی های برج تقطیر واحد.....	۳۱
شکل ۵-۳: پروفایل فشار روی سینی های برج تقطیر واحد.....	۳۱
شکل ۶-۳: پروفایل دبی مولی مایع و بخار روی سینی های برج تقطیر واحد.....	۳۲
شکل ۷-۳: منحنی اتلاف اکسرژی روی سینی های برج تقطیر واحد.....	۳۳
شکل ۱-۴: مقایسه منحنی دمایی تقطیر محصول نفتا با دبی های مختلف جریان برگشتی بالای برج تقطیر.....	۳۷
شکل ۲-۴: مقایسه انتهای منحنی دمایی تقطیر محصول نفتا با دبی های مختلف جریان برگشتی.....	۳۸
شکل ۳-۴: مقایسه منحنی دمایی تقطیر محصول نفت سفید با دبی های مختلف جریان برگشتی.....	۳۸
شکل ۴-۴: مقایسه منحنی دمایی تقطیر محصول گازوئیل با دبی های مختلف جریان برگشتی.....	۳۹
شکل ۵-۴: محدوده همپوشانی دمایی منحنی تقطیر نفتا و نفت سفید با جریان برگشتی به میزان ۶۰۰۰ kg/hr.....	۴۰
شکل ۶-۴: محدوده همپوشانی دمایی منحنی تقطیر نفتا و نفت سفید با جریان برگشتی به میزان ۹۸۰۰ kg/hr.....	۴۱
شکل ۷-۴: محدوده همپوشانی دمایی منحنی تقطیر نفتا و نفت سفید با جریان برگشتی بالای برج به میزان ۶۰۰۰ kg/hr.....	۴۲
شکل ۸-۴: محدوده همپوشانی دمایی منحنی تقطیر نفتا و نفت سفید با جریان برگشتی بالای برج به میزان ۹۸۰۰ kg/hr.....	۴۲
شکل ۹-۴: مقایسه اتلاف اکسرژی در برج تقطیر با جریان های برگشتی ۶۰۰۰ و ۹۸۰۰ کیلوگرم بر ساعت.....	۴۴
شکل ۱۰-۴: تأثیر تغییرات میزان جریان برگشتی بالای برج بر بازده اکسرژی برج تقطیر.....	۴۴
شکل ۱۱-۴: اثر تغییر جریان برگشتی بالای برج تقطیر بالای برج بر مصرف منابع حرارتی سرد خارجی.....	۴۵
شکل ۱۲-۴: اثر تغییر جریان برگشتی بالای برج تقطیر بالای برج بر بار حرارتی جوش آور.....	۴۵
شکل ۱-۵: منحنی های دمایی برای نفتا.....	۵۱
شکل ۲-۵: منحنی های دمایی برای نفت خام.....	۵۲
شکل ۳-۵: برشهای دمایی منحنی TBP برای نفت خام.....	۵۳
شکل ۴-۵: مراحلی که باید برای اجرای مکانیسم پیشنهادی طی کرد.....	۵۶

- شکل ۵-۵: مراحلی که باید برای دستیابی به شرایط عملیاتی بهینه طی شود ۵۷
- شکل ۶-۵: تعیین محدوده حجم هر یک از محصولات با استفاده از منحنی تقطیر خوراک ۶۴
- شکل ۱-۶: بلوک دیاگرام یک سیستم کنترل صنعتی ۷۳
- شکل ۲-۶: بلوک دیاگرام کلی یک سیستم کنترل ۷۴
- شکل ۳-۶: الف) بلوک دیاگرام سیستم کنترل بعد از تنظیم کننده
(با توجه به معیارهای دینامیکی). ب) تابع انتقال کل سیستم کنترل بعد از تنظیم کننده ۷۴
- شکل ۴-۶: الف) پاسخ زمانی سیستم کنترل بعد از تنظیم کننده، با معیارهای فقط
دینامیکی (مناسب). ب) نامناسب بودن عملکرد آن در این حالت از لحاظ استاتیکی ($e_{ss} \neq 0$) ۷۵
- شکل ۵-۶: الف) بلوک دیاگرام سیستم کنترل بعد از تنظیم کننده پیشنهادی.
ب) تابع انتقال کل سیستم بعد از تنظیم ۷۶
- شکل ۶-۶: الف) بلوک دیاگرام کنترل کننده مطلوب. ب) تجزیه بلوک دیاگرام به سه شاخه موازی ۷۶
- شکل ۷-۶: الف) کنترل کننده PID. ب) کنترل کننده PID در شکل صنعتی آن ۷۷
- شکل ۸-۶: الف) نمای یک تابلو در اطاق فرمان که در آن کنترلرها قرار گرفته اند. ب) با
بیرون آوردن کنترلرها، تنظیمات مربوط به کنترل کننده های P و I و D در دسترس قرار
می گیرند. ج) مبنای مربوط به کنترل کننده ها ۷۹
- شکل ۹-۶: تاثیر کنترل کننده PID در حذف اثر اختلال ۸۱
- شکل ۱۰-۶: حرکت سیگنال اختلال در یک لوپ کنترل و اثر کنترل کننده ها در حذف آن ۸۲
- شکل ۱۱-۶: الف) پاسخ های ممکن یک سیستم کنترل به تغییر ورودی پله ای در آن. ب)
پاسخ یک سیستم کنترل هنگامی که کنترل کننده PID آن به خوبی تنظیم شده باشد ۸۳
- شکل ۱-۷: نمای واحد به همراه ساختار کنترلی آن ۱۰۵
- شکل ۲-۷: پنجره های کنترل کنترلرها ۱۰۵
- شکل ۳-۷: عملکرد کنترلر جریان خوراک در برابر تغییر جریان ۱۰۷
- شکل ۴-۷: عملکرد کنترلر جریان نفت سفید در برابر تغییر جریان ۱۰۸
- شکل ۵-۷: عملکرد کنترلر جریان نفتا در برابر تغییر جریان ۱۰۸
- شکل ۶-۷: عملکرد کنترلر سطح مایع پایین برج در برابر تغییر در مقدار مقرر ۱۰۹
- شکل ۷-۷: عملکرد کنترلر سطح مایع پایین برج عریان کننده نفت سفید در برابر تغییر در
مقدار مقرر ۱۱۰
- شکل ۸-۷: عملکرد کنترلر سطح مایع پایین ظرف V-303 در برابر تغییر در مقدار مقرر ۱۱۰
- شکل ۹-۷: عملکرد کنترلر سطح مایع پایین ظرف V-302 در برابر تغییر در مقدار مقرر ۱۱۱

فهرست علائم

نشانه	علامت
تابع سود واحد	Profit
دبی هر یک از محصولات	A_i
دبی هر یک از خوراک ها	A_f
قیمت هریک از محصولات به ازای واحد A_i	S_i
قیمت هریک از خوراک ها به ازای واحد A_f	S_f
کل انرژی مصرفی واحد	Q_T
هزینه به ازای واحد مصرفی Q_T	S_T
متغیرهای آزاد بهینه سازی	M_n
محدوده عملیاتی پایینی ممکن برای متغیرهای آزاد بهینه سازی	a_n
محدوده عملیاتی بالایی ممکن متغیرهای آزاد بهینه سازی	b_n
دمای هر یک از محصولات واحد در تقطیر ۵ درصد	D_i
دمای هر یک از محصولات واحد در تقطیر ۹۵ درصد	C_i
جدایی یا همپوشانی مورد نظر بین جریان های جانبی	E_i
تعداد محصولات واحد	r
نقطه انتهایی برش دمایی مورد نظر برای هر یک از محصولات به غیر از محصول کلیدی	FBP_j
نقطه انتهایی برش دمایی هر یک از محصولات به غیر از محصول کلیدی	F_j
اندیس نمایانگر محصول کلیدی	k
نقطه ابتدایی برش دمایی محصول کلیدی	I_k
نقطه انتهایی برش دمایی محصول کلیدی	F_k
نقطه ابتدایی برش دمایی مورد نظر برای محصول کلیدی	IBP_k
نقطه انتهایی برش دمایی مورد نظر برای محصول کلیدی	FBP_k
جز حجمی هر یک از محصولات در خوراک است	x_i

دبی خوراک	Q_{feed}
محدوده دبی هر يك از محصولات به عنوان متغير آزاد بهينه سازی	P_i
جریان برگشتی بالای برج تقطیر	M_1
دبی جریان نفتا (kg/hr)	M_2
دبی جریان ورودی به برج عریان کننده نفت سفید	M_3
دبی جریان مقطر بالای برج	M_4
دبی جریان نفت سفید	M_5
نسبت میزان بخار به مایع در جریان مقطر	M_6
نسبت تفکیک تقسیم کننده TEE-305	M_7

فصل اول

مقدمه

۱-۱- تقطیر

تقطیر یکی از فرایندهای خیلی قدیمی برای جداسازی و خالص‌سازی است. بر طبق نوشته‌های تاریخی اولین اسناد ثبت شده در مورد تقطیر به حدود سال‌های ۵۰ سال قبل از میلاد یعنی زمان کلروپاترا در مصر برمی‌گردد [۱]. اما به روایت تاریخ تولید و مصرف روغن‌ها، مواد شیمیایی و دارویی و نوشابه‌ها، ۱۰۰۰ تا ۲۰۰۰ سال قبل از میلاد رواج داشته است. شاید این دلیلی بر استفاده از تقطیر در سال‌های دورتر باشد. در حدود سال ۳۰۰ میلادی با بکار بردن یک اسفنج دریایی بعنوان چگالنده، آب شیرین از آب دریا تقطیر شد [۱]. در قرن یازدهم میلادی در ایتالیا تقطیر برای تولید نوشابه‌های الکلی بکار برده می‌شد [۲]. در اوایل قرن شانزدهم تقطیر برای جداسازی و بازیافت الکل، آبجو، اسانس، روغن‌ها و محصولات بی‌شمار دیگری بکار برده می‌شد. در این زمان بود که دانشمندان متوجه شدند که با ایجاد تماس بین مایع و بخار در مراحل مختلف، جداسازی بهتر و بیشتر می‌شود. در قرن نوزدهم دستگاه‌های تقطیر چند مرحله‌ای در انواع مختلف بوجود آمدند. آنها خیلی کوچک و جریان برگشتی آنها خیلی کم بود. ابعاد آنها در حدود ۱۸-۳۰ اینچ قطر و ۳-۴ فوت ارتفاع بود اما دارای بازده نسبی بالایی بودند [۱].

با شروع قرن بیستم و با رشد چشمگیر صنعت و تکنولوژی و نیاز آنها به مواد مختلف، نیاز به جداسازی مخلوط‌های مختلف شیمیایی به سازنده‌ها آنها بیش از پیش احساس شد. مواد مختلف باید از نفت خام بیرون آمده از چاه، جدا می‌شد. دستگاه‌های تقطیر در اندازه‌های بسیار بزرگ، با تعداد مراحل زیاد و دبی خوراک و محصولات بسیار بالا در انواع مختلف بکار گرفته شد. بطوریکه امروزه تقطیر اصلی‌ترین فرایند جداسازی در صنایع مختلف نفت، پتروشیمی و صنایع شیمیایی است. به عقیده کارشناسان تا چند دهه آینده نیز این جایگاه را در صنعت حفظ خواهد کرد.

تقطیر روشی جهت جداسازی سازندگان یک مخلوط است که بر اساس توزیع مواد بین فازهای مایع و بخار استوار است؛ بنابراین در مواردی بکار می‌رود که کلیه سازندگان در هر دو فاز موجود باشد. جهت ایجاد فاز دوم، بجای وارد کردن ماده جدیدی به داخل محلول، نظیر آنچه که در فرایندهای جذب و دفع روی می‌دهد، در

فرایند تقطیر فاز جدید از محلول اولیه در اثر تبخیر و یا میعان حاصل می‌شود. مزایای چنین روشی کاملاً روشن است. در تقطیر تفاوت بین فاز جدید و فاز اصلی در میزان گرما یا انرژی آنهاست. حرارت بطور معمول به سادگی داده یا گرفته می‌شود، ولی باید هزینه چنین عملیاتی در نظر گرفت. در فرایند جذب یا دفع، در اثر افزودن یک ماده خارجی به محلول اصلی محلول جدیدی حاصل می‌شود که به نوبه خود باید توسط یکی از فرایندهای نفوذی جداسازی شود مگر آنکه محلول جدید به همان صورت قابل استفاده باشد [۳].

در تقطیر یک خوراک محلول که دارای دو سازنده یا بیشتر است به دو محصول یا بیشتر تبدیل می‌شود، که شامل محصول مقطر بالایی و پسماند پایینی می‌باشد که غلظت این محصولات با غلظت خوراک تفاوت دارد. معمولاً خوراک به حالت مایع یا ترکیبی از مایع و بخار است. محصول پایینی تقریباً همیشه مایع است، اما محصول بالایی ممکن است مایع یا بخار باشد. جداسازی به سه شرط زیر نیاز دارد:

۱. یک فاز دیگر شکل بگیرد. بنابراین دو فاز مایع و بخار وجود دارند و می‌توانند در هر سینی

از برج تقطیر (یا در بستر آکنه‌ها) با همدیگر تماس داشته باشند.

۲. سازنده‌ها دارای فراریت‌های متفاوت باشند. این باعث می‌شود که سازنده‌ها در دو فاز دارای

مقدارهای متفاوت باشند.

۳. دو فاز موجود می‌توانند بوسیله نیروی ثقل یا نیروهای مکانیکی دیگر جدا شوند.

تقطیر کاربرد بسیار گسترده‌تری نسبت به سایر روش‌های جداسازی دارد. سه امتیاز اساسی تقطیر نسبت به

سایر روش‌های جداسازی عبارتند از:

۱. قابلیت کارکرد با توان عملیاتی بالا: بسیاری دیگر از جایگزین‌های مختلف تقطیر با توان عملیاتی کم

کار می‌کنند.

۲. قابلیت کارکرد در بازه‌های گسترده غلظت‌های خوراک: بسیاری دیگر از جایگزین‌های دیگر تقطیر

فقط در خوراک‌های نسبتاً خالص کارآرایی دارند.

۳. قابلیت تولید محصولات با خلوص بالا: بسیاری دیگر از جایگزین‌های دیگر تقطیر فقط یک جداسازی

جزئی انجام می‌دهند و نمی‌توانند محصولات خالص تولید کنند [۴].

۱-۲- اقتصاد تقطیر

با اینکه فرایند تقطیر در مقایسه با سایر روش‌های جداسازی مخلوط‌های مایع و بخار هزینه کمتری در بر دارد، اما متأسفانه تقطیر یک فرایند پرهزینه در مجتمع‌های شیمیایی است، بخصوص وقتی که فراریت نسبی سازنده‌هایی که باید از هم جدا شوند پایین باشد ($\alpha < 1/5$). فراریت نسبی به نسبت فشار بخار یک ماده به فشار بخار ماده مرجع در فشار و دمای فرایند گفته می‌شود. این کمیت معیار سختی جداسازی است. این کمیت هر چقدر بزرگ‌تر از یک باشد جداسازی بهتر انجام می‌شود. در $\alpha = 1/5$ جداسازی بوسیله تقطیر بسیار مشکل می‌شود و در $\alpha = 1$ عملاً جداسازی بوسیله تقطیر امکان‌پذیر نیست.

آمار و ارقام نشان می‌دهند در سال ۱۹۷۶ مقدار انرژی مصرف شده برای تقطیر در ایالات متحده در مجموع حدود 2×10^6 Btu بود که آن تقریباً ۳٪ کل انرژی مصرفی در این کشور در یک سال است [۲]. تقریباً دوسوم انرژی مصرفی در بخش تقطیر در پالایشگاه‌ها و مجتمع‌های پتروشیمی مصرف می‌شوند. در آنجا تقطیر بطور گسترده برای جداسازی نفت خام به محصولات نفتی و جداسازی هیدروکربن‌های سبک (برش‌های C_2 تا C_5) از ترکیبات آروماتیکی استفاده می‌شود. در صنایع شیمیایی دیگر از تقطیر برای جداسازی سایر ترکیبات آلی از یکدیگر در حضور آب استفاده می‌شود.

بنابراین با اینکه تقطیر جزء اولین فرایندهای جداسازی در مجتمع‌های شیمیایی مورد استفاده قرار می‌گیرد، یکی از بزرگترین اشکالات آن مقدار انرژی مصرفی زیاد آن است.

۱-۳- شبیه سازی فرایندهای تقطیر

شبیه سازی فرایندهای جداسازی بوسیله محاسبات مرحله تعادلی به تاریخ ۱۸۹۳ برمی گردد زمانی که سرل (Sorel) معادلاتی را برای تقطیر ساده، یکنواخت و مداوم منتشر کرد. این معادلات شامل موازنه جرمی کلی و جزئی و موازنه انرژی مربوطه که می‌توانست با آن افت حرارتی را حساب کنند بود. معادلات سرل تا سال ۱۹۲۱، زمانی که تکنیک حل گرافیکی سیستم‌های دوتایی بوسیله پانچون (Ponchon) و سواریت (Savarit) مورد استفاده قرار گرفت، استفاده گسترده ای نداشتند.

در سال ۱۹۲۵، تکنیک گرافیکی بوسیله مک کیب (McCabe) و تیل (Thiele) توسعه داده شد و این دو محقق فرض ساده ایی بکار بردند و آن این بود که فرض کنند جریان مولی ثابت است و معادله موازنه انرژی را حذف کردند. بعد از آنها محققین زیادی در شبیه سازی برج های تقطیر کار کرده اند که از جمله