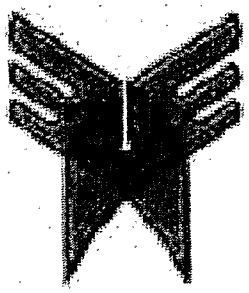
۱۳۷۸۳۸



دانشگاه آزاد اسلامی

واحد شاهرود

دانشکده فنی و مهندسی، گروه مهندسی شیمی

پایان نامه برای دریافت درجه کارشناسی ارشد"M.Sc"

گرایش: مهندسی شیمی

عنوان:

کاربرد روابط مهندسی-تجربی در طراحی، شبیه سازی و بهینه سازی واحد الفین

استاد راهنما:

دکتر رامین کریم زاده

استاد مشاور:

دکتر عبدالصمد زرین قلم

نگارش:

سجاد بهرامی ریحان

زمستان ۱۳۸۸

۱۳۸۹/۳/۱۷

۱۳۷۸۳۸

دانشگاه آزاد اسلامی

واحد شاهرود

دانشکده فنی و مهندسی ، گروه مهندسی شیمی

پایان نامه برای دریافت درجه کارشناسی ارشد « M.Sc. »

گرایش : مهندسی شیمی

عنوان :

کاربرد روابط مهندسی – تجربی در طراحی ،شبیه سازی و بهینه سازی واحد الفین

نگارش :

سجاد بهرامی ریحان

زمستان ۸۸

۱۳۸۹/۳/۱۷

هیأت داوران :

۱. دکتر رامین کریم زاده

۲. دکتر عبدالصمد زرین قلم

۳. دکتر محمود ترابی انگجی

۴. دکتر حسن زارع علی آبادی

سپا سگزاری

بر خود واجب می‌دانم از استاد بزرگوارم جناب آقای دکتر رامین کریم زاده، به خاطر تمامی رهنمودها و راهنماییهای کارگشایشان و همچنین جناب آقای دکتر عبدالصمد زرین قلم تشکر نمایم.

تقدیم به دو عشق پاک زندگی ام : پدر و مادرم

خدای را بسی شاکرم که از روی کرم پدر و مادری فداکار نصیبم ساخته تا در سایه درخت پر بار وجودشان بیاسایم و از ریشه آنها شاخ و برگ گیرم و از سایه وجودشان در راه کسب علم ودانش تلاش نمایم. والدینی که بودنشان تاج افتخاری است بر سرم و نامشان دلیلی است بر بودنم چرا که این دو وجود پس از پروردگار مایه هستی ام بوده اند دستم را گرفتند و راه رفتن را در این وادی زندگی پر از فراز و نشیب آموختند. آموزگارانی که برایم زندگی؛ بودن و انسان بودن را معنا کردند.

حال این برگ سبزی است تحفه درویش تقدیم آنان....

فهرست مطالب

عنوان صفحه

چکیده..... ۱

مقدمه..... ۲

فصل اول : تئوری..... ۴

۱-۱ تقطیر..... ۵

۱-۱-۱ فرآیند تک مرحله‌ای – تبخیر آنی..... ۵

۱-۱-۲ سیستم‌های چند جزئی..... ۷

۱-۱-۳ حداقل نسبت جریان برگشتی..... ۱۰

۱-۱-۴ روشهای تخمینی و تقریبی..... ۱۲

۱-۱-۴-۱حداقل مراحل..... ۱۲

۱-۱-۴-۲ حداقل جریان برگشتی ۱۳

۱-۱-۴-۳ حداقل جریان برگشتی برای سیستم‌هایی که اجزاء غیرکلیدی توزیع شده دارند..... ۱۵

۱-۱-۴-۴ توسعه (تعمیم) معادلات مربوط به حداقل جریان برگشتی..... ۱۶

۱-۱-۴-۵ روابط بین مراحل – جریان برگشتی..... ۱۷

۱-۱-۴-۶ محل سینی خوراک..... ۲۲

۱-۱-۴-۷ تعداد واقعی سینی‌ها..... ۲۷

۱-۱-۴-۸ موازنه حرارتی..... ۲۸

۱-۲جذب ۳۱

۱-۲-۱ طراحی برجهای جذب برای ترکیبات هیدروکربنی ۳۱

۱-۲-۲ طراحی برجهای جذب برای ترکیبات غیرهیدروکربنی(نوع غیرآلی)..... ۳۸

۱-۳ کمپرسور..... ۴۲

۱-۳-۱ محدوده کاربرد..... ۴۲
۱-۳-۲ ضریب تراکم توسعه یافته..... ۴۳
۱-۳-۳ نسبت تعمیم یافته ظرفیت حرارتی گازها ۴۴
۱-۳-۴ محاسبه توان اسب بخار..... ۴۵
۱-۳-۵ بازده کمپرسور..... ۴۸
۱-۳-۶ افزایش دما..... ۵۰
۱-۳-۷ کنترل نوسان شدید فشار..... ۵۲
۱-۴ منبسط کننده..... ۵۳
۱-۴-۱ مقدمه..... ۵۳
۱ -۴-۲ بازده منبسط کننده ها..... ۵۴
۱-۴-۳ قوانین منبسط کننده ها..... ۵۵
۱-۴-۴ انرژی موثرمنبسط کننده ها با استفاده از روابط تخمینی..... ۵۶
۱-۴-۵ دمای خروجی..... ۵۶
۱-۵ پمپ..... ۵۷
۱-۵-۱مقدمه..... ۵۷
۱-۵-۲ کاربرد پمپ‌ها..... ۵۸
۱-۵-۳ پارامترهایی مؤثر در طراحی پمپ..... ۶۱
۱-۵-۳-۱ مشخصات سیال..... ۶۱
۱-۵-۳-۲ فشار مکش..... ۶۱
۱-۵-۳-۳ هد کل مثبت مکش..... ۶۱
۱-۵-۳-۴ فشار تخلیه..... ۶۲
۱-۵-۳-۵ وزن پمپ..... ۶۲

۱-۵-۳-۶ محاسبه توان پمپ..... ۶۲
۱-۵-۳-۷ محاسبه بازده پمپ ۶۳
۱-۵-۳-۸ حداقل جریان..... ۶۴
۱-۵-۳-۹ سیستم عمومی مکش ۶۵
۱-۵-۳-۱۰ سیستم هد کل مثبت مکش با گازهای غیر محلول..... ۶۷
۱-۵-۳-۱۱ کاویتاسیون..... ۶۷
۱-۶ راکتورهای کاتالیستی بستر ثابت..... ۶۸
۱-۶-۱بررسی راکتور هیدروژناسیون برشهای دو کربنی..... ۶۸
۱-۶-۲ مدل‌سازی ریاضی..... ۷۰
۱-۶-۳ بررسی راکتور هیدروژناسیون برشهای سه و چهار کربنی..... ۷۴
۱-۷ مبدلهای حرارتی..... ۷۶
فصل دوم : شرح فرایند و انجام محاسبات..... ۷۷
۲-۱ مقدمه..... ۷۸
۲-۲ شرح فرآیند واحد کوره های کراکینگ..... ۷۹
۲-۲-۱ توضیح..... ۸۰
۲-۳ شرح فرایند واحد گرم..... ۸۲
۲-۴ واحد کمپرسور گاز تبدیل شده..... ۸۵
۲-۴-۱ شرح فرآیند..... ۸۵
۲-۴-۲ مراحل انجام محاسبات..... ۸۸
۲-۵ واحد سرد سازی و متان زدایی..... ۹۲
۲-۵-۱ شرح فرآیند..... ۹۲
۲-۵-۲ مراحل انجام محاسبات..... ۹۵

۲-۶ واحد خالص سازی و جداسازی برش های دو کربنی..... ۱۰۶
۲-۶-۱ شرح فرآیند..... ۱۰۶
۲-۶-۲ مراحل انجام محاسبات..... ۱۰۸
۲-۷ واحد خالص سازی و جداسازی برشهای سه کربنی ۱۱۵
۲-۷-۱ شرح فرآیند..... ۱۱۵
۲-۷-۲ مراحل انجام محاسبات..... ۱۱۷
۲-۸ واحد خالص سازی و جداسازی برشهای چهار کربنی ۱۲۴
۲-۸-۱ شرح فرآیند..... ۱۲۴
۲-۸-۲ مراحل انجام محاسبات..... ۱۲۶
فصل سوم : نتیجه گیری و بحث..... ۱۳۰
۳-۱ نتایج حاصل از محاسبات در ۱۰۰٪ ظرفیت برای تعدادی از تجهیزات..... ۱۳۱
۳-۲ بررسی حالتهای عملیاتی مختلف و نتایج حاصل..... ۱۳۳
۳-۳ بحث و نتیجه گیری..... ۱۳۹
۳-۳-۱ روند تولید محصولات..... ۱۳۹
۳-۳-۲ مصارف انرژی..... ۱۴۲
۳-۳-۳ نتیجه گیری اقتصادی..... ۱۴۵
منابع و ماخذ..... ۱۴۷
چکیده انگلیسی..... ۱۵۶

شکلها

شکل ۱-۱ : فلاش در یک جداکننده..... ۵

شکل ۱-۲ : گراف گیلیلند..... ۲۰

شکل ۱-۳ : رابطه اربار-ماداکس گرافیکی..... ۲۱

شکل ۱-۴ : موازنه حرارتی..... ۲۸

شکل ۱-۵ : روش ادمیستر..... ۳۲

شکل ۱-۶ : محدوده کاربرد کمپرسورها..... ۴۲

شکل ۱-۷ : ضریب تراکم توسعه یافته..... ۴۳

شکل ۱-۸ : نسبت ظرفیتهای حرارتی توسعه یافته..... ۴۵

شکل ۱-۹ : بازده کمپرسور..... ۴۸

شکل ۱-۱۰ : بازده کمپرسور..... ۴۹

شکل ۱-۱۱ : رابطه بین بازده ها..... ۵۰

شکل ۱-۱۲ : نمودار عملکرد ترمودینامیکی منبسط کننده ها..... ۵۳

شکل ۱-۱۳ : تغییرات بازده..... ۵۴

شکل ۱-۱۴ : تغییرات بازده بر حسب شدت جریان..... ۵۵

شکل ۱-۱۵ : دامنه کاربرد پمپها..... ۵۷

شکل ۱-۱۶ : دسته بندی پمپها..... ۶۰

شکل ۱-۱۷ : نمودار بدست آوردن وزن پمپ..... ۶۳

شکل ۱-۱۸ : المان حجمی راکتور..... ۷۰

شکل ۲-۱ : واحد گرم برای کوره های مایع..... ۸۳

شکل ۲-۲ : واحد گرم برای کوره های گازی..... ۸۴

شکل ۲-۳ : واحد کمپرسور گاز تبدیل شده..... ۸۶

شکل ۲-۴ : واحد سرد سازی و متان زدایی..... ۹۴
شکل ۲-۵ : واحد خالص سازی و جداسازی برش های دو کربنی..... ۱۰۷
شکل ۲-۶ : واحد خالص سازی و جداسازی برشهای سه کربنی..... ۱۱۶
شکل ۲-۷ : واحد خالص سازی و جداسازی برشهای چهار کربنی..... ۱۲۵
شکل ۳-۱ : میزان تولید اتیلن..... ۱۴۰
شکل ۳-۲ : میزان تولید پروپیلن..... ۱۴۱
شکل ۳-۳ : میزان تولید بنزین پیرولیز..... ۱۴۱
شکل ۳-۴ : میزان تولید گاز سوختی..... ۱۴۲
شکل ۳-۵ : توان مورد نیاز کمپرسور گاز تبدیل شده در حالتهای مختلف..... ۱۴۳
شکل ۳-۶ : میزان آب خنک کننده مصرفی..... ۱۴۴
شکل ۳-۷ : میزان پروپیلن مورد نیاز از سیکل تبرید..... ۱۴۴
شکل ۳-۸ : میزان اتیلن مورد نیاز از سیکل تبرید..... ۱۴۵
شکل ۳-۹ : میزان سود واحد..... ۱۴۵

جدولها

جدول ۱– ۱: روشهای تخمینی برای بدست اوردن نسبت برگشتی بهینه..... ۱۱

جدول ۱–۲ : موازنه جرمی برج..... ۳۳

جدول ۱–۳ : موازنه حرارتی برج..... ۳۴

جدول ۱–۴ : مقادیر ضریب جذب..... ۴۱

جدول ۱–۵ : بازده کمپرسور..... ۴۹

جدول ۳– ۱: حالت عملیاتی یک..... ۱۳۳

جدول ۳–۲ : حالت عملیاتی دوم..... ۱۳۳

جدول ۳– ۳ : حالت عملیاتی سوم..... ۱۳۴

جدول ۳–۴ : حالت عملیاتی چهارم..... ۱۳۴

جدول ۳–۵ : حالت عملیاتی پنجم..... ۱۳۵

جدول ۳–۶ : حالت عملیاتی ششم..... ۱۳۵

جدول ۳–۷ : حالت عملیاتی هفتم..... ۱۳۶

جدول ۳–۸ : حالت عملیاتی هشتم..... ۱۳۶

جدول ۳–۹ : حالت عملیاتی نهم..... ۱۳۷

جدول ۳–۱۰ : حالت عملیاتی دهم..... ۱۳۷

جدول ۳–۱۱ : حالت عملیاتی یازدهم..... ۱۳۸

جدول ۳–۱۲ : حالت عملیاتی دوازدهم..... ۱۳۸

چکیده:

با توجه به اهمیت واحدهای الفینی در کشور و همچنین پیچیدگیٔ آنها ، بـرای واحـدهای بـزرگ بهینـه کـردن شـرایط عملیاتی و بهره وری، از لحاظ اقتصادی بسیار مهم به نظر می رسـد. از آنجاییکـه مدلسـازی و شـبیه سـازی بعضـی از قسمتهای این واحد توسط نرم افزارهای معمول شبیه سـازی نظیـر Hysys و Aspen خطـای قابـل ملاحظـه ای را بوحود می آورد و عملاً غیر قابل اعتماد می باشد لذا استفاده از یک روش صحیح و در عین حال ساده و کاربردی کـه در آن بجای استفاده از روشها و معادلات پیچیده دیفرانسیلی و ریاضی از روشها و فرمولهای ساده استفاده شده باشد بسـیار مفید خواهد بود. در واقع با استفاده از این روش می توان بسیاری از پارامترهای طراحی و عملیاتی واحـد را بررسـی و در مورد تغییرات لازم و در نهایت بهینه سازی آن اظهار نظر کرد.

در این کار پژوهشی مطالعه و مدلسازی واحد الفین مجتمع پتروشیمی جم که از لحاظ ظرفیت بزرگترین واحد الفین جهان می باشد مورد بررسی قرار گرفت و واحد سرد سازی و جداسازی آن توسط روابط و روشهای تخمینی و تقریبی مدلسازی و شبیه سازی شد که محاسبات مربوطه توسط نرم افزار اکسل انجام و نتایج آن ارائه شد که نتایج حاصل قابل قبول و در بسیاری از حالتها نزدیک به شرایط طراحی بود. در نهایت دوازده حالت مختلف عملیاتی مورد بررسی قرار گرفت و نمودارهای حاصل که شامل میزان تولید محصولات اتیلن ، پروپیلن ، بنزین پیرولیز ، گاز سوخت و همچنین میزان مصارف انرژیهای مختلف و میزان درآمد واحد میباشد، تهیه گردید. از تحلیل نمودارها این نتیجه حاصل شد که اعداد بدست آمده توسط مدلسازی برای محصولات، تقریباً مشابه حالت واقعی میباشد البته برای گاز سوخت مقدار خطا بیشتر می شود که آن هم بخاطر دلایل مختلفی میباشد. در مورد مصرف انرژی و توان مصرفی کمپرسور نیز نتایج حاصل به حالت طراحی و واقعی بسیار نزدیک بود. همچنین با استفاده از این روش تحلیل های خوبی بر روی مسائل اقتصادی انجام شد. پس از بررسیهای لازم و انجام محاسبات اقتصادی به این نتیجه رسیدیم که واحدهای الفینی زیر ۷۵٪ ظرفیت نباید کار کنند.

مقدمه :

صنایع نفت و پتروشیمی در ایران تحولات ودگرگونی های فراوانی داشته است. تحولاتی کـه ایـن صـنعت عظـیم را رفته رفته به صنعت اول کشور تبدیل کرده است، بطوریکه تولید انواع محصولات پتروشیمی و پلیمری در کشور هر سال رو به افزایش می باشد. با توجه به دارا بودن یکی از بزرگترین میدانهای گازی جهان، و همچنین بـه منظـور دسـتیابی به ظرفیتهای بالای تولید، سرمایه گذاریهای بسیار خوبی در این زمینه صورت گرفته است که از آن جمله می تـوان بـه مجتمع های تاسیس شده در مناطق ویژه عسلویه و ماهشهر اشاره کرد.

با توجه به ظرفیتهای تولید این مجتمع ها که در جهان منحصر به فرد هستند، بررسی و کنترل پارامترهـای مربـوط بـه تولید محصول و مصرف مواد اولیه و سرویس های جانبی و همچنین میزان سودآوری آنهـا کـه بایـد در یـک محـدوده بهینه باشد، از اهمیت بسیار بالایی برخوردار است.

یکی از این واحدهای استراتژیک و بسیار مهم در کشور واحد الفین و واحدهای پلیمری وابسته به آن مـی باشـد. اتـیلن، پروپیلن، بوتادی ان و پلی اتیلن سبک، پلی اتیلن سنگین، پلـی پـروپیلن، پلـی بوتـادی ان و پلـی آلفـا الفینهـا از جملـه محصولات واحدهای الفینی می باشند.

با توجه به اهمیت واحدهای الفینی و همچنین پیچیدگی این واحدها، در مراکز تحقیقاتی مختلف پـروژه هـا و طرحهـای پژوهشی گوناگونی در مورد آنها به انجام رسیده است که از آن جمله می توان به موارد زیر اشاره کرد:

- طرح یک مدل به منظور تولید بهینه اتیلن در یک مجتمع الفینی
- بررسی بازده انرژی و ارائه تکنولوژیهای نو به منظور تولید محصولات الفین
- بررسی عملکرد و شرایط عملیاتی و همچنین مدلسازی و شبیه سازی کوره های کراکینگ واحد الفین
- مدلسازی محفظه احتراق کوره های کراکینگ
- گرفتگی و تشکیل پلیمر در برج شستشوی کاستیک
- بررسی و مدل سازی راکتورهای هیدروژناسون برش های دو و سه کربنی
- مدلسازی و شبیه سازی واحد خالص سازی هیدروژن (PSA)

و بسیاری دیگر از موارد انجام شده که در جهت بهبود و بهینه سازی قسمتهای مختلف این واحد انجام شده است. در این طرح تحقیقاتی با استفاده از روشهای تخمینی و سر انگشتی و روابط تجربی، واحد الفین (واحد سردسازی و جداسازی) مدلسازی و شبیه سازی شده است که در نهایت به منظور بهینه کردن میزان تولید و همچنین مصرف انرژی و موارد دیگر از این روش استفاده شد. لازم به ذکر است که با توجه به پیچیدگی بسیار زیاد این واحد و همچنین وجود شرایط ترمودینامیکی خاص بعضی از مواد از قبیل هیدروژن و متان و اتیلن در بعضی از قسمتهای واحد استفاده از نرم افزارهای شبیه سازی معمول از قبیل Hysys و Aspen در مواردی باعث خطای زیادی در محاسبات می شود لذا استفاده از این روش نو و در عین حال بسیار کاربردی و ساده به منظور انجام محاسبات مدلسازی و شبیه سازی در دستور کار قرار گرفت. در واقع هدف از این کار ارائه یک روش ساده و کاربردی با استفاده از فرمولها و روابط تجربی و مهندسی که دارای کمترین خطا در محاسبات است، می باشد.

این روش به نوعی می توان گفت که کمتر مورد استفاده قرار گرفته است البته باید گفت که شاید در فرایندهای دیگر مربوط به صنایع شیمیایی یا پتروشیمیایی این روش به ندرت استفاده شده باشد ولی استفاده از آن در واحد الفین بسیار کم و یا حتی جزئی بوده است .

از جمله کتابهایی که در این زمینه نوشته شده است می توان به کتاب (قوانین سرانگشتی برای مهندسان شیمی) [۱] اشاره کرد. روشهای ارائه شده در این کتاب کاملاً کوتاه و سر انگشتی می باشند، ولی در حالت کلی کتابهای از این نوع بسیار کم می باشند. در مورد مقالات هم شرایط مشابهی برقرار می باشد. البته ممکن است که در کتابهای طراحی و مقالات مختلف بصورت محدود و موردی به تعدادی روش و یا رابطه تخمینی اشاره شده باشد که در انتها به منابعی که مورد استفاده قرار گرفته اند اشاره شده است. در این تحقیق ابتدا تئوری تجهیزات و روشها و فرمولهای سرانگشتی و تخمینی و تقریبی مربوط به هر تجهیز شرح داده شده است سپس در فصل دوم شرح فرایند و مراحل انجام محاسبات به تفصیل بیان شده است. در فصل سوم نیز نتایج حاصل از شبیه سازی و محاسبات ارائه شده است و سپس در مورد نتایج حاصل بحث و نتیجه گیری شده است.

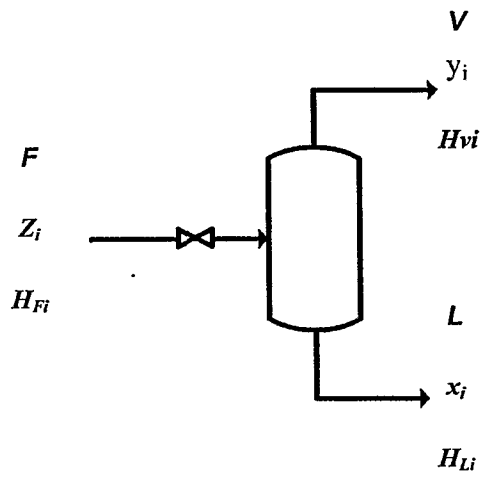
فصل اول :

تئوری

۱-۱ تقطیر

۱-۱-۱ فرآیند تک مرحله‌ای (تبخیر آنی) :

تبخیر آنی که گاهی تقطیر تعادلی نیز گفته می‌شود یک فرآیند تک مرحله‌ای است که در آن جزئی از یک مخلوط مایع تبخیر می‌شود و بخار حاصل به حالت تعادل با مایع باقی‌مانده می‌رسد و سپس فازهای بخار و مایع از یکدیگر جدا شده و از دستگاه خارج می‌شوند. فرآیند مذکور ممکنست به صورت ناپیوسته و یا مداوم انجام گیرد. نمای کلی یک فرآیند مداوم در شکل زیر مشاهده می‌شود. در این فرایند خوراک مایع در یک مبدل حرارتی لوله‌ای معمولی و یا در اثر عبور از لوله‌های داخل یک مبدل، گرما دریافت می‌کند. سپس فشار را کاهش می‌دهند و در نتیجه قسمتی از مایع بصورت آدیاباتیک به حالت بخار درمی‌آید. آنگاه مخلوط را وارد یک مخزن جدا کنندهٔ مایع از بخار می‌کنند، جز مایع مخلوط در اثر نیروی گریز از مرکز به طرف دیوارهٔ خارجی پرتاب شده و از انتهای جدا کننده خارج می‌شود در حالیکه بخار از فضای مرکزی صعود کرده و از بالای ظرف بیرون می‌رود. بخار را ممکن است از یک کندانسور عبور دهند که در شکل نشان داده نشده است. در تبخیر آنی یک جسم فرار که مخلوط با جسم غیرفرار دیگری باشد، تحول جدا کننده را می‌توان در تحت فشار پائین اجرا کرد. البته فشار را نباید آنچنان کم درنظر گرفت که آب سردکن در دمای معمولی قادر به میعان فاز بخار نباشد.



شکل ۱-۱ : فلاش در یک جداکننده

در این مورد، محصول، فاز بخار است که از مادهٔ فرارتر غنی است و شدت جریان آن V مول بر زمان می‌باشد.

موازنه‌های مواد و آنتالپی عبارتنداز :([۲] و [۳])

$$F=L+V \qquad (۱-۱)$$

$$Fz_i= Lx_i+Vy_i \qquad (۱-۲)$$

$$y_i= K_ix_i \qquad (۱-۳)$$

$$Fz_i= x_i(F-V) + K_ix_iV \qquad (۱-۴)$$

$$y_i = \frac{z_i}{1+\left(\frac{V}{F}\right)(K_i-1)} \qquad (۱-۵)$$

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{z_i}{1+\left(\frac{V}{F}\right)(K_i-1)} = 1 \qquad (۱-۶)$$

تذکر: برای محاسبات تبخیر آنی برای ترکیبات غیر ایده آل باید از قانون رائولت استفاده کنیم :

$$y_iP_t = x_i\gamma_iP_i^{sat} \qquad (۱-۷)$$

که γ_i ضریب فعالیت جزء i در فاز مایع در شرایط دما و ترکیب درصد فاز مایع می باشد. این ضریب فعالیت یک فاکتور برای بیان میزان غیرایده آلی مخلوط است. حال اگر اجزاء مخلوط از نظر شیمیایی مشابه هم باشند، نیروهای جاذبه مولکولی بین اجزاء مقدار کوچکی است. بنابراین می توان سیستم را ایده آل در نظر گرفت و $\gamma_i=1$ [۱۰] پس:

$$y_iP_t = x_iP_i^{sat} \qquad (۱-۸)$$

چون در محاسبات مربوط به فرآیندهای پتروشیمیایی خواص اکثر اجزا به هم نزدیک می باشد در نتیجه ضریب توزیع بصورت زیر تعریف می شود:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^{sat}}{P_t} \qquad (۱-۹)$$

ابتدا از رابطه (۱-۶) مقدار V را با روش حدس و خطا بدست آورده و سپس کسر مولی y_i را از رابطه (۱-۵) و کسر مولی x_i را از رابطه (۱-۳) بدست می آوریم. در ضمن مقادیرضریب توزیع یا مقادیر K را می توان هم از کتابهای مرجع بدست آورد و یا هر وقت که در محدوده دما و فشار مورد نظر این مقادیر پیدا نشد می توان به عنوان یک قانون سرانگشتی از فرمول (۱-۹) (نسبت فشار بخار به فشار کل) آنرا بدست آورد. بعنوان یک قانون سرانگشتی دیگر داریم :

$Vy_i = Fz_i = f_i$: اگر $K_i \gg 1$ باشد آنگاه (۱۰-۱)

$Lx_i = Fz_i = f_i$: اگر $K_i \ll 1$ باشد آنگاه (۱۱-۱)

بنابراین برای بدست آوردن شدت جریانهای بخار و مایع داریم [۱۲]:

$V = \sum_{i=1}^{n} f_i$ برای اجزایی که $K_i > 10$ (۱۲-۱)

$L = \sum_{i=1}^{n} f_i$ برای اجزایی که $K_i < 0.1$ (۱۳-۱)

البته این روش برای اجزایی که مقادیر K_i آنها بین ۰/۱ تا ۱۰ می باشد مورد استفاده قرار نمی گیرد.

لازم به ذکر است که برای مخلوطهای غیر ایده آل روش تخمینی یا تقریبی وجود ندارد.

۱-۱-۲ سیستم‌های چند جزئی :

بسیاری از فرایندهای تقطیر صنعتی، شامل بیش از دو سازنده است. با وجود آنکه اصول مذکور در مورد محلولهای دو جزئی دربارهٔ این نوع تقطیر نیز صادق است، معهذا مسائل تازه‌ای در طراحی چنین سیستم‌هائی مطرح می‌شود که مستلزم بررسی ویژه‌ای می‌باشد.

در محاسبات معمولی، بسیاری از سیستم‌های چند جزئی در فاز مایع را که اهمیت صنعتی دارند می‌توان تقریباً کامل در نظر گرفت. این مطلب بخصوص در مخلوط هیدروکربن‌های هم خانواده نظیر پارافین‌ها و یا هیدروکربن‌های معطره با دمای جوش پائین صادق است. در این موارد قانون رائولت ویا معادلهای آن برحسب فوگاسیته قابل استفاده بوده و تعادل فازها براساس خواص سازندگان خالص محاسبه می‌شود. ولی معمولاً تخمین دقیق رفتار سیستم‌های چند جزئی با در نظر گرفتن خواص سازندگان خالص به تنهائی و یا حتی براساس آگاهی از خواص سیستم‌های سادهٔ دو جزئی متشکل از سازندگان مختلف سیستم، غیرقابل اعتماد است. در سیستم‌های چند جزئی، معمولاً رسم بر این است که داده‌های تعادلی را برحسب ضریب توزیع بیان کنند. در حالت کلی ضریب توزیع بستگی به دما، فشار و ترکیب نسبی مخلوط دارد.

فراریت نسبی، α_{ij} سازندهٔ i نسبت به j بصورت زیر بیان می‌شود [۵۱]:

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} = \frac{K_i}{K_j} \qquad (۱۴-۱)$$

در محلول‌های کامل و فشارهای معمولی، K_i مستقل از ترکیب نسبی بوده و فقط وابسته به دما (که توسط فشار بخار بیان می شود) و فشار کل است:

$$K_i = \frac{P_i^{sat}}{P_t} \qquad (۱-۱۵)$$

$$\alpha_{ij} = \frac{P_i^{sat}}{P_j^{sat}} \qquad (۱-۱۶)$$

اصول کلی طراحی برج‌های تقطیر چند جزئی از بسیاری جهات به سیستم‌های دوجزئی شباهت دارد، معهذا کمبود داده‌های تعادل بخار-مایع، محدودیت‌های شدیدی در کاربرد آنها بوجود می‌آورد. چنین اطلاعاتی بویژه در مورد مایعات غیرکامل ضروری است. نظر به اینکه محاسبات طراحی، شامل مراحل حدس و خطای گسترده‌ای است، لذا استفاده از روشهای پیچیده بعضاً بسیار طولانی و خسته کننده می باشد. بنابراین در محاسبات سرانگشتی از روشهای تخمینی که روشهای ساده تری می باشند استفاده می کنند که در ادامه به آن خواهیم پرداخت. مزیت استفاده از این روشها ساده بودن و خطای کم آنها می باشد بطوریکه در بسیاری از حالات با نتایج واقعی و طراحی اختلاف ناچیزی دارند.

بطور کلی قابل اعتمادترین روش طراحی ، طریقهٔ تیل و گدس است. در این روش فرض می‌شود که برای یک خوراک مشخص، تعداد سینی‌ها، محل سینی خوراک، نسبت مایع به بخار و دمای هر سینی در ابتداء معلوم است و سپس به محاسبهٔ محصولات مقطر و پس‌ماند برج پرداخته می‌شود. البته در بسیاری از موارد، در شروع محاسبات، کمیات ضروری نامعلوم هستند. در طریقه‌ای دیگر، ابتدا اطلاعات لازم جهت روش تیل گدس با حداقل حدس ممکن تعیین می‌گردد که سپس به طراحی نهائی منجر می‌شود. روش‌های دیگری نیز شامل گردآوری معادلات واحدهای تعادلی و حل تکراری آنها بصورت واحد به واحد براساس طرق لویس – ماتسون و تیل - گدس موجود است.

در طراحی ابتدا فرض می‌شود که اطلاعات زیر در اختیار است:

۱- دما، فشار، ترکیب نسبی و شدت جریان خوراک.

۲- فشار تقطیر (که اغلب بوسیلهٔ دمای آب سردکن موجود که بایستی قادر به میعان محصول مقطر و ایجاد جریان برگشتی باشد، مشخص می‌شود).

۳- سینی خوراک بنحوی تعیین می‌گردد که منجر به کمترین تعداد سینی‌های برج شود (بهترین محل سینی خوراک).