



دانشکده مهندسی

پایان نامه کارشناسی ارشد در رشته مهندسی شیمی (گاز)

شبیه سازی برج تثبیت پالایشگاه فراشوند

توسط

بهاره کامیاب مقدس

استاد راهنما:

دکتر جمشید فتحی کلجاهی

دفتر اطلاعات و مدارک علمی
شهریور ۱۳۸۶

۱۳۸۷ / ۱۲ / ۲۱

شهریور ماه ۱۳۸۶

۹۲۵ ۷۹۶

بنام خداوند جان آفرین

۹۳۷۹۶

به نام خدا

شبهه سازی برج تثبیت پالایشگاه فراشبند

به وسیله ی:

بهاره کامیاب مقدس

پایان نامه

ارائه شده به معاونت تحصیلات تکمیلی به عنوان بخشی از فعالیت های تحصیلی لازم
برای اخذ درجه کارشناسی ارشد

در رشته:

مهندسی شیمی

از دانشگاه شیراز

شیراز

جمهوری اسلامی ایران

ارزیابی شده توسط کمیته پایان نامه با درجه: عالی

دکتر جمشید فتحی کلجاهی استاد بخش مهندسی شیمی (رئیس کمیته)

دکتر محمدرضا رحیم پور، استاد بخش مهندسی شیمی

دکتر داریوش مولا، استاد بخش مهندسی شیمی

تقدیم به

مادرم، بزرگترین مشوقم، کسیکه هیجان گذشت زندگی را با
تشویش نظاره گر بود و همچون او بودن آرزویم است.
پدرم، که اگر سایه بلند او پناهگاه امن زندگی نبود، بی تردید شکوه
این لحظه را احساس نمی کردم
برادرم امین، که بیان شیوایش زیبایی واقعتهای وجودم را از تاریک
وهم رهایی بخشید
برادرم رامین، که عمق نگاهش قالب خاموش زندگی را به زلال
روشنی مبدل ساخت.

تقدیم به :

شریک لحظات زندگی، که وجود بی آرایش ساقی عطش دانشم شد
و استواری وجودش تا ابد زندگی کردن را آموخت، نه در زمان زندگی
کردن را.

سپاسگزاری

خداوند را سپاس می گویم که به من توان داد این مقطع از تحصیلات را به پایان برسانم. اکنون بر خود لازم می دانم از استاد گرانقدر جناب آقای دکتر جمشید فتحی استاد محترم بخش مهندسی شیمی دانشگاه شیراز که شاگردی ایشان از بزرگترین افتخارات و سرمایه های علمی اینجانب گردید کمال تشکر و قدردانی را بنمایم. سپاس صمیمانه خود را تقدیم جناب آقای دکتر داریوش مولا و آقای دکتر محمدرضا رحیم پور که وقت گرانبهایشان را صرف ارائه هرچه بهتر این پژوهش نمودند میکنم. همچنین بر خود لازم میدانم از همکاریهای صمیمانه جناب آقای مهندس محمدی مسئول محترم فراورش شرکت گاز منطقه جنوبی و کلیه دوستان و بزرگوارانی که در طول دوران تحصیل از همراهی و کمکهای ایشان استفاده نمودم قدردانی و سپاسگزاری نمایم.

این پایان نامه با حمایت پشتیبانی شرکت ملی گاز ایران اجرا شده است ، بدینوسیله از کمک مالی آن شرکت سپاسگزاری می گردد.

چکیده

شبیه سازی برج تثبیت پالایشگاه گاز فراشیند

به وسیله ی:

بهاره کامیاب مقدس

در این مطالعه یک روش ریاضی برای پیش بینی عملکرد واحد تثبیت پالایشگاه گاز فراشیند ارائه شده است. خوراک ورودی به این واحد از دو مس سینی اول و ششم با دماهای 35°C و 68°C به ترتیب وارد برج تثبیت می شوند. در مدل پیشنهادی موازنه جرم و انرژی روی هر سینی درپچه ای برج اعمال شده است. بعلاوه معادله حالت PR (Peng-Robinson) برای بدست آوردن داده های تعادل فازی استفاده گردیده است. معادلات یف تسیلی غیر خطی این مدل با روش عددی حل شده و سپس نتیجه مدل ریاضی با داده های واحد عملی منایسه و توافق خوبی حاصل گردیده است. بعد از تأیید مدل ، به کمک آن مطالعه تاثیر پارامترهای مختلف روی عملکرد واحد انجام شده است.

فهرست مطالب

صفحه

عنوان

۱	فصل اول: مقدمه
۴	فصل دوم: مروری بر کارهای انجام شده
۴	۱-۲- مروری بر کارهای انجام شده در زمینه شبیه سازی حالت پایا
۶	۲-۲- مروری بر کارهای انجام شده در زمینه شبیه سازی برج تثبیت
۷	۳-۲- مایعات گازی و اهمیت روز افزون آن در تامین انرژی
۸	۱-۳-۲- ترکیب گاز طبیعی
۸	۲-۳-۲- موارد مصرف دیگر گاز طبیعی
۱۰	فصل سوم: پالایشگاه گاز شبنند
۱۰	۱-۳- شرح مستحضر از طرح گاز طبیعی آغار و دالان
۱۰	۱-۱-۳- میدان گازی دالان
۱۰	۲-۱-۳- میدان گازی آغار
۱۱	۳-۱-۳- پالایشگاه فراشبنند (گاز جنوب)
۱۵	۲-۳- شرح تاسیسات پالایشگاه فراشبنند
۱۵	۲-۲-۳- محفظه‌های دریافت توپک (۴۵۰۰)
۱۶	۳-۲-۳- لخته‌گیرهای ورودی آغار و دالان (۱۰۰)
۱۸	۴-۲-۳- تفکیک کننده سه فازی (V-1.01)
۱۹	۵-۲-۳- نم زدایی (۲۰۰)
۲۰	۶-۲-۳- تثبیت مایعات گازی
۲۰	۱-۶-۲-۳- جداسازی سر چاه
۲۰	۲-۶-۲-۳- تولید مایعات گازی

عنوان

صفحه

۲۱	۳-۲-۷- واحد تثبیت مایعات گازی
۲۱	۳-۲-۷-۱- معرفی واحد تثبیت
۲۲	۳-۲-۷-۲- بررسی واحد تثبیت کننده مایعات گازی
۲۶	۳-۲-۸- ذخیره سازی مایعات تثبیت شده
۲۷	۳-۲-۹- واحد ۶۰۰ - کنترل نقطه شبنم هیدروکربنی
۳۱	فصل چهارم: شبیه سازی فرایند
۳۱	۴-۱- تعاریف شبیه سازی فرایند
۳۳	۴-۱-۱- مدلسازی ریاضی، شبیه سازی ریاضی
۳۵	۴-۱-۲- بکارگیری تکنیک های کامپیوتری
۳۶	۴-۱-۳- بررسی مسائل مرتبط با شبیه سازی حالت پایای دیاگرام جریان
۳۷	۴-۱-۳-۱- مساله دیاگرام جریان
۳۷	۴-۱-۳-۲- مساله طراحی
۴۰	فصل پنجم: مدل ریاضی برج تثبیت
۴۰	۵-۱- معادلات موازنه جرم برای جزء ۱ تا ۳۶
۴۲	۵-۲- معادلات موازنه انرژی برای هر سینی
۴۲	۵-۲-۱- محاسبه ظرفیتهای گرمایی فاز گاز و مایع:
۴۳	۵-۳- مدل ریاضی برای جوش آور
۴۳	۵-۴- موازنه جرم جزء ۱ تا ۳۶ در باز جوش آور
۴۴	۵-۵- موازنه انرژی در باز جوش آور
۴۴	۵-۶- محاسبه K VALUE:
۴۸	فصل ششم: چگونگی حل مدل و مقایسه نتایج با داده های صنعتی
۴۸	۶-۱- حدس مدل ریاضی مناسب
۵۱	۶-۲- مقایسه نتایج حاصل از مدل با شرایط واقعی (بالا و پایین برج)
۵۵	۶-۳- مشخصات فنی دستگاههای واحد ۳۰۰
۶۰	فصل هفتم: شبیه سازی برج تثبیت و بررسی نتایج بدست آمده
۶۰	۷-۱- بررسی چگونگی تغییر متغیرهای مختلف در طول برج
۷۴	۷-۲- بررسی اثر تغییرات خوراک ورودی به برج

عنوان

صفحه

۷۴	۱-۲-۷- بررسی اثر تغییرات دمای خوراک ورودی به برج روی توزیع دما
۷۵	۲-۲-۷- بررسی اثر تغییرات دبی خوراک ورودی بر روی بار حرارتی باز جوش آور
۷۶	۳-۲-۷- بررسی اثر تغییرات دبی خوراک ورودی بر درصد گاز و مایع خروجی از برج
۷۸	۴-۲-۷- بررسی اثر تغییرات دبی خوراک ورودی روی دبی مایع خروجی از برج
۷۹	۳-۷- بررسی اثر تغییر دمای باز جوش آور بر روی متغیرهای مختلف در طول برج
۸۲	۴-۷- نتیجه گیری و بحث
۸۳	۵-۷- پیشنهادات
۸۴	مراجع

فهرست جداول

صفحه	عنوان
۱۳	جدول ۱-۳- ترکیب گاز حوزه گازی دالان
۱۴	جدول ۲-۳- ترکیب گاز حوزه گازی آغار
۱۵	جدول ۳-۳- تاسیسات پالایشگاه فراشپند
۱۹	جدول ۴-۳- خصوصیات دستگاه تفکیک کننده ۳ فازی
۵۳	جدول ۱-۶- مشخصات میعانات گازی تثبیت شده
۵۴	جدول ۲-۶- مشخصات مایعات ورودی به واحد ۳۰۰
۵۵	جدول ۳-۶- خروجی از "V-3.01" به برج تثبیت (F2)
۵۵	جدول ۴-۶- مشخصات برج تثبیت (T-3.01)
۵۶	جدول ۵-۶- Tk-3.02 تانک ذخیره
۵۶	جدول ۶-۶- ورودی به برج تثبیت از E-3.01
۵۷	جدول ۷-۶- ورودی به برج تثبیت از E-3.03 (F1)
۵۷	جدول ۸-۶- خروجی از برج تثبیت به واحد ۱۸۰۰
۵۷	جدول ۹-۶- خروجی از برج تثبیت به E-3.01
۵۸	جدول ۱۰-۶- خصوصیات دستگاه E-3.01
۵۸	جدول ۱۱-۶- خروجی از E-3.01 به E-3.03
۵۹	جدول ۱۲-۶- مشخصات دستگاه E-3.03

فهرست شکل ها

صفحه	عنوان
۴	شکل ۱-۲ توالی سلسله مراتب طراحی فرآیند به وسیله نمودار پیازگونه.
۱۲	شکل ۱-۳ مسیر ورودی گاز و مایعات گازی از حوزه های آغار و دالان
۱۷	شکل ۲-۳ نمایی از واحد ۱۰۰ پالایشگاه فراشبند
۱۸	شکل ۳-۳ تفکیک کننده ۳ فازی واحد ۱۰۰
۲۹	شکل ۴-۳ نمایی از واحد ۳۰۰ پالایشگاه فراشبند
۳۰	شکل ۵-۳ نمای کلی برج تثبیت مایعات
۳۷	شکل ۱-۴ مساله دیگرام جریانی
۳۸	شکل ۲-۴ مساله طراحی
۳۸	شکل ۳-۴ مساله طراحی، راهبرد حل
۴۱	شکل ۱-۵ جریان های ورودی و خروجی سینی یکم
۴۱	شکل ۲-۵ جریان های ورودی و خروجی سینی ششم
۴۳	شکل ۳-۵ جریان های ورودی و خروجی باز جوش آور
۵۲	شکل ۱-۶ نمودار جریان برنامه
۵۶	شکل ۲-۶ نمای کلی ورودی ها و خروجی های TK-3.01
۶۰	نمودار ۱-۷ تغییرات C7-2m در فاز مایع در طول برج
۶۱	نمودار ۲-۷ تغییرات C7-2m در فاز بخار در طول برج
۶۲	نمودار ۳-۷ تغییرات He در فاز مایع در طول برج
۶۲	نمودار ۴-۷ تغییرات He در فاز بخار در طول برج
۶۳	نمودار ۵-۷ تغییرات nC7 در فاز مایع در طول برج
۶۳	نمودار ۶-۷ تغییرات nC7 در فاز بخار در طول برج
۶۴	نمودار ۷-۷ تغییرات nC 9 در فاز مایع در طول برج
۶۴	نمودار ۸-۷ تغییرات nC 9 در فاز بخار در طول برج
۶۵	نمودار ۹-۷ تغییرات nC 12 در فاز مایع در طول برج
۶۵	نمودار ۱۰-۷ تغییرات nC 12 در فاز بخار در طول برج
۶۶	نمودار ۱۱-۷ تغییرات nC 13 در فاز مایع در طول برج
۶۶	نمودار ۱۲-۷ تغییرات nC 13 در فاز بخار در طول برج
۶۷	نمودار ۱۳-۷ تغییرات nC 14 در فاز بخار در طول برج
۶۷	نمودار ۱۴-۷ تغییرات nC 15 در فاز مایع در طول برج
۶۸	نمودار ۱۵-۷ تغییرات nC 15 در فاز بخار در طول برج

عنوان

صفحه

۶۸	نمودار ۷-۱۶- تغییرات nC 16 در فاز بخار در طول برج
۶۹	نمودار ۷-۱۷- تغییرات nC 19 در فاز مایع در طول برج
۶۹	نمودار ۷-۱۸- تغییرات nC 19 در فاز بخار در طول برج
۷۰	نمودار ۷-۱۹- تغییرات nC 20 در فاز مایع در طول برج
۷۰	نمودار ۷-۲۰- تغییرات nC 20 در فاز بخار در طول برج
۷۱	نمودار ۷-۲۱- تغییرات n-p-benzen در فاز مایع در طول برج
۷۱	نمودار ۷-۲۲- تغییرات n-p-benzen در فاز بخار در طول برج
۷۲	نمودار ۷-۲۳- تغییرات دما در طول برج
۷۲	نمودار ۷-۲۴- تغییرات Gas flow rate در طول برج
۷۳	نمودار ۷-۲۵- تغییرات Liquid flow rate در طول برج
۷۴	نمودار ۷-۲۶- اثر تغییرات دمای خوراک ورودی به برج (f1) روی توزیع دما
۷۵	نمودار ۷-۲۷- اثر تغییرات دمای خوراک ورودی به برج (f2) روی توزیع دما
۷۵	نمودار ۷-۲۸- اثر تغییرات دبی خوراک ورودی به سینی اول روی بار حرارتی باز جوش آور
۷۶	نمودار ۷-۲۹- اثر تغییرات دبی خوراک ورودی به سینی ششم روی بار حرارتی باز جوش آور
۷۶	نمودار ۷-۳۰- اثر تغییرات دبی خوراک ورودی (f2) روی درصد جزئی گاز خروجی از برج
۷۷	نمودار ۷-۳۱- اثر تغییرات دبی خوراک ورودی (f1) روی درصد جزئی گاز خروجی از برج
۷۷	نمودار ۷-۳۲- اثر تغییرات دبی خوراک ورودی (f2) روی درصد جزئی مایع خروجی از برج
۷۸	نمودار ۷-۳۳- اثر تغییرات دبی خوراک ورودی (f1) روی درصد جزئی مایع خروجی از برج
۷۸	نمودار ۷-۳۴- اثر تغییرات دبی خوراک ورودی (f2) روی دبی مایع خروجی از برج
۷۹	نمودار ۷-۳۵- اثر تغییرات دبی خوراک ورودی (f1) روی دبی مایع خروجی از برج
۷۹	نمودار ۷-۳۶- اثر تغییر دمای باز جوش آور بر روی در صد جزئی گاز خروجی
۸۰	نمودار ۷-۳۷- اثر تغییر دمای باز جوش آور بر روی دبی مایع خروجی
۸۰	نمودار ۷-۳۸- اثر تغییر دمای باز جوش آور بر روی در صد جزئی مایع خروجی
۸۱	نمودار ۷-۳۹- اثر تغییر دمای باز جوش آور بر روی دمای سینیهای برج
۸۱	نمودار ۷-۴۰- اثر تغییر دمای باز جوش آور بر روی بار حرارتی باز جوش آور

فهرست نشانه های اختصاری

فشار بخار Reid (Psia)	=	RVP
گاز طبیعی مایع شده	=	LNG
Million Standard Cubic Feet per Day	=	MSCFD
درجه فارنهایت	=	F
درجه سانتیگراد	=	°C
فشار بخار نسبی (lb _f /in ₂)	=	Psig
معادله حالت Peng - Robinson	=	PR
خوراک ورودی روی سینی ۶ (Kg/hr)	=	F1
خوراک ورودی روی سینی ۱ (Kg/hr)	=	F2
درصد جزئی فاز مایع برای جزء i ام روی سینی j ام	=	Xi,j
درصد جزئی فاز گاز برای جزء i ام روی سینی j ام	=	Yi,j
خروجی گاز بالای برج (Kg/hr)	=	B
خروجی مایع پایین برج (Kg/hr)	=	D
دبی مایع خروجی از سینی i ام (Kg/hr)	=	Li
دبی گاز خروجی از سینی i ام (Kg/hr)	=	Gi
دبی گاز خروجی از سینی i ام (Kg/hr)	=	Vi
انتالپی (KJ/K)	=	H
انتالپی ویژه (KJ/Kg.K)	=	h
گرمای ویژه فاز مایع (J/mol.K)	=	Cpl
گرمای ویژه فاز گاز (J/mol.K)	=	Cpg

دمای بحرانی (K)	=	T
دمای کاهش یافته	=	Tr
دمای بحرانی (K)	=	Tc
ثابت تعادل	=	K
فوغاسیته جزء i در فاز مایع	=	f_i^L
فوغاسیته جزء i در فاز گاز	=	f_i^V
فشار (Psia)	=	P
فشار بحرانی (Psia)	=	Pc
ثابت جهانی گازها (m ³ .atm/Kmol.K)	=	R
فاکتور Z در فاز مایع	=	Z^L
فاکتور Z در فاز گاز	=	Z^V
ضریب فوغاسیته جزء i در فاز مایع	=	ϕ_i^L
ضریب فوغاسیته جزء i در فاز مایع	=	ϕ_i^V
ضریب بی مرکزی	=	W

فصل اول: مقدمه

رقابتهای فزاینده در طراحی فرآیند صنایع را مجبور به گسترش و کاربرد تکنیکهای ریاضی شبیهسازی کرده است تا بتوانند کیفیت محصولاتشان را تضمین کنند. مهمترین موارد در این زمینه ایمنی و اقتصاد واحد صنعتی، خلوص محصول، هزینه تجهیزات، حداقل مواد ذخیره لازم و مصارف عمومی و اثرات محیطی می باشد. تعقیب این هدف مهم منجر به رشد سریع تعداد موارد کاربرد شبیهسازیهای کامپیوتری هم در مرحله طراحی و هم در شرایط عملیاتی واحدهای صنعتی مانند پالایشگاهها، فرآوری گاز، پتروشیمی ها و ... شده است. شبیهسازی مرسوم حالت پایا برای طراحی، تلفیق فرآیند و بررسی و بهینهسازی اهمیت دارد، چرا که واحد اکثرا در این حالت کار می کند (لوری^۱، ۱۹۹۷).

امروزه به یاری روشهای عددی و ریاضیات کار بردی شبیه سازی کامپیوتری فرایند های تولیدی کمک شایانی به پیشرفت علوم و طراحی های صنعتی نموده است. از جنبه های قابل توجه شبیه سازی کامپیوتری فرایند های تولیدی جنبه اقتصادی آنهاست. چرا که استفاده از این روش نیاز به ساخت واحدهای نمونه کوچک جهت بررسی رفتار یک سیستم را منتفی می کند. و همچنین با روشن نمودن تاثیر پذیری سیستم از پارامترهای عملیاتی بدون آن که نیازی به تغییرات عملی در واحدهای موجود باشد امکان پیش بینی رفتار سیستم را میسر می نماید. با توجه به این مطالب شبیه سازی واحدهای مختلف فراورش گاز از جمله برج تثبیت حائز اهمیت است.

شبیهسازی دیاگرام جریانی به عنوان وسیله ای برای اجرای ارزیابی سیستم های فرآیند شیمیایی تاریخی دارد که به قدمت مفاهیم موازنه انرژی و مواد است. در آغاز محاسبات تنها به وسیله مداد و کاغذ انجام می شد، و وسایلی مانند خط کش محاسبات به کمک می آمد. با گذشت زمان سیستم های مورد استفاده در فرآیندهای شیمیایی دارای پیچیدگی های روزافزون شد، به نحوی که معادلات بسیار مفصل تری برای توصیف واحدهای صنعتی لازم بوده و حل این معادلات بسیار وقت بر می شد. مهم ترین تحول در این زمینه پیدایش کامپیوتر بود. دیگر بسیار آسان تر و سریع تر می شد به نتیجه های مورد نظر محاسبات دست یافت. حتی بعد از پیدایش

¹ - Lory

کامپیوتر نیز در ابتدا مدل‌های موجود برای واحدهای عملیاتی توسعه پیدا کرده و به عنوان مدل‌های مجزا به کامپیوتر منتقل می‌شد. این مدل‌ها، مدل‌هایی منفرد و اختصاصی بودند که هر واحد عملیاتی را بدون بر هم کنش با واحدهای دیگر توصیف و شبیه‌سازی می‌کرد. با ظهور کامپیوترهای قوی‌تر، ایده متصل کردن مدل‌های مجزای مختلف به یکدیگر پدید آمد و سبب مدل‌سازی برای بر هم کنش بین واحدهای عملیاتی از طریق شبیه‌سازی شد (ارکال^۲ و همکاران، ۱۹۹۵).

ابزار مدل‌سازی در شبیه‌سازی‌های فعلی به صورت تقریبی می‌تواند به دو گروه طبقه‌بندی شود، یک سیستم شبیه‌سازی دیاگرام جریانی فرآیند شیمیایی معادله‌نگر^۳، که ممکن است برای یک واحد صنعتی پیچیده شامل هزاران متغیر و معادله باشد. در حالت کلی این سیستم پراکنده، دارای درجه آزادی مثبت و به عبارت دیگر تعریف نشده به صورت کامل و غیرخطی است. حل چنین سیستم غیر خطی نیاز به پردازنده کامپیوتری فوق‌العاده قوی دارد. حتی با استفاده از چنین کامپیوتری در اکثر حالات برنامه کامپیوتری نوشته شده همگرا نشده و موفقیت‌آمیز نیست.

علاوه بر روش معادله‌نگر شبیه‌سازی‌های دیگری از روشی موسوم به بسته‌ای ترتیبی^۴ استفاده می‌نمایند. در این شبیه‌سازها داده‌ها بین مدل‌های منفرد انتقال داده می‌شوند، ولی در هر لحظه یک مدل حل می‌شود که این محاسبات در یک ترتیب از پیش تعیین شده قرار دارد (ارکال^۵ و همکاران، ۱۹۹۵). در روش بسته‌ای ترتیبی مدل‌های عملیاتی به نحوی نوشته می‌شوند تا خروجی یک دستگاه را به ازای مشخصات و پارامترهای جریان ورودی‌شان محاسبه کنند. این روش خصوصاً در صورتی که جریانهای برگشتی کم موجود باشد مفید است.

خالص‌سازی و پالایش و تثبیت مایعات گازی یکی از پرجاذبه‌ترین فرآیندهای صنعتی برای شبیه‌سازی حالت پایا می‌باشد. گاز طبیعی به منظور اقتصادی بودن مصرفش باید تثبیت شود. تثبیت گاز شامل جداسازی اجزای سنگین از هیدروکربنهای سبک است به شکلی که این مایعات گازی آماده استفاده و نیز انتقال باشد.

هدف، مطالعه مدل ریاضی و شبیه‌سازی برج تثبیت پالایشگاه گاز فرآیند می‌باشد. برای شبیه‌سازی حالت پایای دیاگرام جریانی برج تثبیت، مدل‌سازی برج سینی‌دار تثبیت مورد نیاز بود که پیشتر در فصل پنجم انجام شد. شبیه‌سازی حالت پایای دیاگرام جریانی بر مبنای موازنه جرم و انرژی در هر دستگاه پایه‌ریزی شده است و از مدل‌های کمکی ترمودینامیکی مانند ثابت‌های تعادلی فازی نیز استفاده شده است. در شبیه‌سازی انجام شده، شرایط دمایی و نیز

^۲ - Ercal

^۳ - Equation Oriented (EO)

^۴ - Sequential Modular (SM)

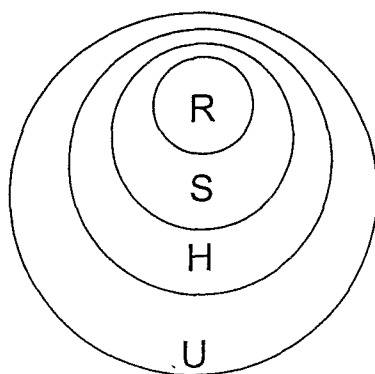
^۵ - Ercal

ترکیب جریانها به دست می آید. در نهایت نیز نتایج مدل با نتایج صنعتی موجود مقایسه می شود.

فصل دوم: مروری بر کارهای انجام شده

۱-۲- مروری بر کارهای انجام شده در زمینه شبیه سازی حالت پایا

در زمینه شبیه سازی حالت پایای دیاگرام جریانی بررسی های لازم انجام شده است و انواع روشهای حل چنین مسائل به تفصیل گردآوری شده است (کی وی ساری^۶ و همکاران، ۲۰۰۱). یکپارچه سازی فرآیند^۷ در سالهای ۱۹۸۰-۱۹۹۰ به عنوان یک نظام جدید در مهندسی شیمی با تاکید استفاده موثر از انرژی پدید آمد. یکپارچه سازی فرآیند نشان داد مقادیر زیاد صرفه جویی انرژی تنها در صورت بررسی کل سیستم و نه با بررسی جداگانه هر یک از دستگاهها امکان پذیر خواهد بود. قبل از آن زمان، روش مرسوم طراحی فرآیندها شامل یک سلسله فازهایی بود که به وسیله یک نمودار پیازگونه همانگونه که در شکل (۱-۲) آمده است، می تواند بیان شود.



شکل (۱-۲) توالی سلسله مراتب طراحی فرآیند به وسیله نمودار پیازگونه. R: سیستم رآکتور، S: سیستم جداسازی، H: سیستم بازیابی حرارت، U: سیستمهای خدمات دهنده (Utility)

⁶ - Kivisaari

⁷ - Process Integration, PI

طراحی فرآیند با رآکتور (R) آغاز می‌شود. بسته به ترکیب مخلوط در خروجی از رآکتور توسعه شبیه‌سازی با سیستم جداسازی (R) ادامه پیدا می‌کند. سپس شبیه‌سازی مبدلها و بازیابی حرارت و سیستمهای سرویس دهنده انجام می‌شود. واضح است که جدا ساختن کامل فعالیت‌های ذکر شده امکان‌پذیر نمی‌باشد. برای مثال، مدیریت انرژی یک واحد صنعتی، ناگفته به طراحی رآکتور پیوسته است. به طور مشابه سیستم جداسازی، شبکه مبدل‌های حرارتی و سیستمهای سرویسی با هم در ارتباط است.

بسیار آشکار است که بین دستگاهها و زیرسیستمها اثرات متقابل گسترده‌ای وجود دارد. در واقع، مشخصه واحدهای پیچیده وجود جریانهای برگشتی مواد و انرژی می‌باشد که یکپارچه‌سازی آنها را به صورت یک روش اصولی مستدل ضروری می‌سازد.

مشاهده می‌شود که دو لایه داخلی، رآکتور و سیستم جداسازی، پوش موازنه مواد را تعریف می‌کند. علاوه بر این پوش ذکر شده ساختار اساسی دیاگرام جریانی را نیز تعریف می‌کند که هدف فعالیت است که تلفیق فرآیند نام دارد. لایه‌های خارجی بازیابی حرارت و سیستمهای خدمات‌دهنده با پوش موازنه حرارت سر و کار دارند.

تا سال ۱۹۹۰ ساخت فرآیند و یکپارچه‌سازی فرآیند به شکل فعالیت‌های هرچند به صورت مکمل ولی جدا در نظر گرفته می‌شد. در سال ۱۹۹۵ تعریفی توسط آژانس بین‌المللی انرژی ارائه شد که یکپارچه‌سازی فرآیند را به صورت روشهای اصولی و عمومی برای طراحی سیستمهای تولید یکپارچه که شامل فرآیندها خاص تا کلیه فرآیندها می‌باشد و با تاکید خاص بر استفاده بهینه انرژی و کاهش اثرات محیطی است⁸ نشان می‌دهد.

در سالهای اخیر مرز بین ساخت فرآیند و یکپارچه‌سازی فرآیند نامشخص و عملاً محو شده است. فعالیت‌های متعددی، که جزو نوع تلفیق فرآیند قلمداد می‌شوند، با مسائل یکپارچه‌سازی نیز سر و کار دارند. برای مثال کسی نمی‌تواند ساخت بهینه تقطیر متوالی را بدون در نظر گرفتن حداقل‌سازی انرژی انجام دهد. در مقابل بهترین روشهای حفظ انرژی وقتی به دست می‌آید که طراحی ساختار اصلی دیاگرام جریانی بتواند مکرراً در یک فرآیند سعی و خطا تصحیح شود. از آنجا که عنوان یکپارچه‌سازی فرآیند جذاب‌تر به نظر می‌رسد، و هدف غایی طراحی فرآیند پیشرفته را نشان می‌دهد - که همان یکپارچه‌سازی بهینه دستگاههای مختلف در یک سیستم است - گروههای تحقیقاتی زیادی در سرتاسر جهان بر روی آن مطالعه می‌کنند. رافیکوات گانی و مارتین هوستراپ⁸ (۱۹۹۹)، تعاریف و کاربردهای شبیه‌سازی فرآیند را بیان نمودند. آنها روشهای مختلف شبیه‌سازی حالت پایای دیاگرام جریانی را مورد بررسی قرار داده و روشهای حل ریاضی دستگاه معادلات به دست آمده را ذکر نمودند.

⁸ - Rafiqut Gani & Martin Hostrup