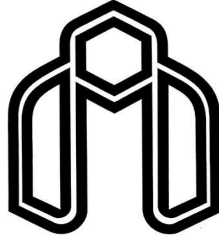


بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشگاه صنعتی شاهرود

دانشکده مکانیک

پایان نامه کارشناسی ارشد گرایش تبدیل انرژی

بررسی افزایش کارایی مشعل‌های زباله‌سوز

نگارش:

رضا عدالت خانی

استادان راهنما:

دکتر محمود فرزانه گرد

دکتر علی جباری مقدم

پایان نامه جهت اخذ درجه کارشناسی ارشد

شهریور ۱۳۹۲



بسمه تعالی

شماره: ۳۵,۲۹۲,۱۷۲
تاریخ: ۹۲,۲,۳۱
ویرایش:

فرم صورت جلسه دفاع از پایان نامه تحصیلی دوره کارشناسی ارشد

با تأییدات خداوند متعال و با استعانت از حضرت ولی عصر (عج) ارزیابی جلسه دفاع از پایان نامه کارشناسی ارشد آقای رضا عدالت خانی، رشته مکانیک گرایش تبدیل انرژی تحت عنوان بررسی کارایی مشعل های زباله سوز که در تاریخ ۱۳۹۲.۰۶.۲۳ با حضور هیأت محترم داوران در دانشگاه صنعتی شاهرود برگزار گردید به شرح ذیل اعلام می گردد:

قبول (با درجه): تخریب امتیاز (۱۶/۹۹) دفاع مجدد مردود

۱- عالی (۲۰-۱۹) ۲- بسیار خوب (۱۸/۹۹-۱۸)

۳- خوب (۱۶-۱۷/۹۹) ۴- قابل قبول (۱۵/۹۹-۱۴)

۵- نمره کمتر از ۱۴ غیر قابل قبول

| اعضاء | مرتبه علمی | نام و نام خانوادگی | عضو هیأت داوران |
|-------|-------------------|-------------------------------|---------------------------------|
| | استاد استادیار | محمد زوزانی علی جباری مقدم | ۱- استاندارها |
| | | | ۲- استاد مشاور |
| | استاد | پرویز البرزله | ۳- نماینده شورای تحصیلات تکمیلی |
| | استاد | محمد چایق | ۴- استاد منتحن |
| | استاد | میرمحمد حسین | ۵- استاد منتحن |

رئیس دانشکده:

تقدیم به

پدر و مادر مهربانم

که از نگاهشان صلابت

از رفتارشان محبت

و از صبرشان ایستادگی را آموختم.

تشکر و قدردانی

به مصداق «من لم یشکر المخلوق لم یشکر الخالق» بسی شایسته است از استادان فرهیخته و فرزانه جناب آقای دکتر محمود فرزانه گرد و علی جباری مقدم که با کرامتی چون خورشید، سرزمین دل را روشنی بخشیدند و گلشن سرای علم و دانش را با راهنمایی های کار ساز و سازنده بارور ساختند؛ تقدیر و تشکر نمایم.

تعهد نامه

اینجانب **رضا عدالت خانی** دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته مهندسی مکانیک - گرایش تبدیل

انرژی دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان نامه با عنوان

" بررسی افزایش کارآیی مشعل‌های زباله‌سوز "

تحت راهنمایی دکتر محمود فرزانه گرد و علی جباری مقدم متعهد می‌شوم:

- تحقیقات در این پایان‌نامه توسط اینجانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است.
- در استفاده از نتایج پژوهش‌های محققان دیگر به مرجع مورد استفاده استناد شده است.
- مطالب مندرج در پایان‌نامه تاکنون توسط خود یا فرد دیگری برای دریافت هیچ نوع مدرک یا امتیازی در هیچ جا ارائه نشده است.
- کلیه حقوق معنوی این اثر متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می‌باشد و مقالات مستخرج با نام «دانشگاه صنعتی شاهرود» و یا «Shahrood University of Technology» به چاپ خواهد رسید.
- حقوق معنوی تمام افرادی که در به دست آمدن نتایج اصلی پایان‌نامه تأثیرگذار بوده‌اند در مقالات مستخرج از پایان‌نامه رعایت می‌گردد.
- در کلیه مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که از موجود زنده (یا بافتهای آنها) استفاده شده‌است، ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده‌است.
- در کلیه مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که به حوزه اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده‌است اصل رازداری، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده‌است.

تاریخ

امضای دانشجو

مالکیت نتایج و حق نشر

- کلیه حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج، کتاب، برنامه‌های رایانه ای، نرم افزارها و تجهیزات ساخته شده است) متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می‌باشد. این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود.
- استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان‌نامه بدون ذکر مرجع مجاز نمی‌باشد.

چکیده

از روش‌های کاهش اکسیدهای ازت می‌توان به روش SCR که باعث کاهش NO_x به وسیله تزریق آمونیاک و کاتالیزور می‌شود و همچنین فرآیند SCR با تزریق آمونیاک و اوره اشاره کرد. با توجه به آنکه روش SCR هزینه بالاتری نسبت به روش SNCR دارد و حمل و نقل و انبارش آمونیاک نسبت به اوره سخت‌تر می‌باشد، روش SNCR با تزریق اوره کاربردی‌تر می‌باشد. با توجه به دلایل فوق به بررسی این روش (SNCR با تزریق اوره) و راههای افزایش راندمان آن، که به صورت درصد کاهش NO_x به NO_x اولیه تعریف می‌شود، پرداخته شده است. در این پایان‌نامه کنترل اکسیدهای ازت خروجی از یک زباله‌سوز، به روش یکی از فرآیندهای کاهش اکسیدهای ازت به نام SNCR با استفاده از تزریق اوره به کمک شبیه‌سازی در نرم افزار انسیس فلونت انجام گرفته شده است.

جهت اعتبار سازی نتایج شبیه‌سازی از مقاله آقای یانگ ایل لیم که در سال ۲۰۰۹ منتشر شده است استفاده شده است. آقای یانگ در این مقاله به بررسی میزان خطای بدست آمده در شبیه‌سازی با نتایج تجربی با فرض قطر قطرات تزریق شده یکنواخت باشند یا غیر یکنواخت پرداخته است.

در این مطالعه یک مدل سه بعدی از محفظه‌ی احتراق ثانویه یک زباله‌سوز مورد مطالعه قرار گرفته است. در تمامی مطالعات انجام شده، تئوری احتراق استفاده شده، مدل آرنیوس بوده است، که این مدل قادر به بررسی اثرات توربولانسی بر سرعت واکنش‌ها نمی‌باشد. در این تحقیق مدل احتراقی استفاده شده EDC (Eddy Dissipation Concept) می‌باشد. این مدل قادر به پیش‌بینی اثر سینتیک واکنش و توربولانسی بر سرعت انجام واکنش می‌باشد.

هدف از این مطالعه بررسی اثر پارامترهای تزریق اوره مانند دمای تزریق، قطر ذرات، سرعت تزریق و زاویه نازل‌های تزریق بر NO_x خروجی در نسبت $\text{NSR}=1.8$ می‌باشد. پس از بررسی انجام شده بر پارامترهای فوق به این نتیجه رسیدیم که تغییرات در زاویه مخروطی نازل‌ها تاثیری بر کاهش NO_x ندارد. در بررسی به عمل آمده بر روی اثر تغییرات دمای ورودی نازل در کاهش NO_x خروجی از زباله‌سوز، شاهد آن بودیم که با افزایش دما، میزان NO_x خروجی کاهش پیدا می‌کند. با افزایش سرعت تزریق اوره میزان NO_x خروجی از زباله‌سوز کاهش پیدا می‌کند ولی به دلیل کاهش زمان اقامت میزان ایزوسیانوریک اسید (HNCO) و N_2O افزایش پیدا می‌کند. افزایش قطر ذرات، با توجه به شرایط محفظه احتراق، امکان دارد

باعث کاهش یا افزایش NO_x خروجی شود. اندازه قطر ذرات بر میزان نفوذ ذرات، دمای انجام واکنش و همچنین زمان انجام واکنش تاثیر گذار می باشد.

کلمات کلیدی: زباله سوز، آلاینده، اوره، ایزوسیانوریک اسید، زمان اقامت، احتراق

فهرست مطالب

| | | |
|----|--|----|
| ۱ | فصل اول: کلیات..... | ۱ |
| ۲ | ۱-۱ زباله سوز..... | ۲ |
| ۲ | ۲-۱ تاریخچه زباله سوز و فرایند SNCR..... | ۲ |
| ۳ | ۳-۱ انواع زباله سوزها..... | ۳ |
| ۴ | ۱-۳-۱ کوره زباله سوز با بازیابی انرژی..... | ۴ |
| ۵ | ۲-۳-۱ زباله سوزهای حاوی مواد آلی..... | ۵ |
| ۵ | ۳-۳-۱ زباله سوزهای بیمارستانی..... | ۵ |
| ۵ | ۴-۳-۱ زباله سوزهای شهری..... | ۵ |
| ۷ | ۵-۳-۱ زباله سوزهای صنعتی..... | ۷ |
| ۷ | ۴-۱ اکسید ازت (NO_x) چیست؟ و چرا مهم است؟..... | ۷ |
| ۷ | ۱-۴-۱ NO_x چیست؟..... | ۷ |
| ۸ | ۲-۴-۱ آثار اکسیدهای ازت (NO_x)..... | ۸ |
| ۹ | ۳-۴-۱ تشکیل NO_x | ۹ |
| ۱۱ | ۵-۱ کنترل انتشار اکسیدهای ازت (NO_x)..... | ۱۱ |
| ۱۳ | ۱-۵-۱ روش SCR..... | ۱۳ |
| ۱۳ | ۲-۵-۱ روش SNCR..... | ۱۳ |
| ۱۵ | ۳-۵-۱ مقایسه روش SCR با SNCR..... | ۱۵ |
| ۲۱ | فصل دوم: مروری بر مطالب گذشته..... | ۲۱ |
| ۲۲ | ۱-۲ فرآیند کاهش NO_x با تزریق آمونیاک (Thermal DeNOX Processes)..... | ۲۲ |
| ۲۲ | ۱-۱-۲ مدل سینتیک فرایند $DeNO_x$ | ۲۲ |

| | | |
|----|--|-------|
| ۲۵ | تأثير غلظت اكسيژن..... | ۲-۱-۲ |
| ۲۸ | تأثير غلظت منواكسيد كربين (CO)..... | ۳-۱-۲ |
| ۳۰ | تشكيل NO_2 و N_2O | ۴-۱-۲ |
| ۳۱ | اثرات فشار..... | ۵-۱-۲ |
| ۳۲ | اثرات نسبت NSR..... | ۶-۱-۲ |
| ۳۳ | فرآيند تزريق اوره (NOXOut)..... | ۲-۲ |
| ۳۳ | تجزيه اوره..... | ۱-۲-۲ |
| ۳۴ | تأثير غلظت اكسيژن..... | ۲-۲-۲ |
| ۳۷ | تأثيرات غلظت منواكسيد كربين (CO)..... | ۳-۲-۲ |
| ۳۷ | تشكيل NO_2 و N_2O | ۴-۲-۲ |
| ۳۹ | تأثير نسبت NSR..... | ۵-۲-۲ |
| ۴۰ | كاربرد روشهای SNCR..... | ۳-۲ |
| ۴۳ | فصل سوم: معادلات حاكم..... | ۳ |
| ۴۴ | مقدمه..... | ۱-۳ |
| ۴۴ | فرضيات حاكم..... | ۲-۳ |
| ۴۵ | معادلات حاكم بر فاز گاز..... | ۳-۳ |
| ۴۵ | معادله پيوستگی..... | ۱-۳-۳ |
| ۴۶ | معادله اندازه حرکت..... | ۲-۳-۳ |
| ۴۶ | معادله ديفرانسیلی کلی بقاء..... | ۳-۳-۳ |
| ۴۷ | معادلات متوسط زمانی..... | ۴-۳-۳ |
| ۵۰ | معادلات حاكم بر فاز مايع..... | ۴-۳ |
| ۵۱ | معادلات اندازه حرکت قطره مايع (فاز گسسته)..... | ۱-۴-۳ |

| | | |
|----|--|---------|
| ۵۲ | معادله بقای انرژی حاکم بر قطره مایع | ۲-۴-۳ |
| ۵۴ | مدلسازی تلاطم | ۳-۴-۳ |
| ۵۷ | مدلسازی احتراق | ۵-۳ |
| ۵۸ | مدل های احتراق با سرعت محدود | ۱-۵-۳ |
| ۵۸ | مدل آرنیوس | ۱-۱-۵-۳ |
| ۵۹ | مدل مگنسن (Eddy dissipation) | ۲-۱-۵-۳ |
| ۶۰ | مدل های احتراق با شیمی سریع | ۲-۵-۳ |
| ۶۰ | مدل یک مرحله ای (آمیخته شد، می سوزد) | ۱-۲-۵-۳ |
| ۶۰ | مدل تعادل شیمیایی | ۲-۲-۵-۳ |
| ۶۱ | تئوری SNCR | ۶-۳ |
| ۶۱ | معادله انتقال ذرات | ۱-۶-۳ |
| ۶۲ | تئوری EDC | ۲-۶-۳ |
| ۶۳ | شیمی SNCR | ۳-۶-۳ |
| ۶۴ | راندمان زباله سوز | ۷-۳ |
| ۶۵ | فصل چهارم: مدل سازی | ۴ |
| ۶۶ | مقدمه | ۱-۴ |
| ۶۶ | تعریف مسئله | ۲-۴ |
| ۶۸ | هندسه و ساختار مش | ۳-۴ |
| ۷۱ | معتبرسازی نتایج حل عددی | ۴-۴ |
| ۷۱ | شرایط مرزی | ۵-۴ |
| ۷۳ | مدل توربولانس | ۶-۴ |
| ۷۴ | مدل احتراق | ۷-۴ |

| | |
|----|---|
| ۷۴ | ۸-۴ مدل تزریق..... |
| ۷۴ | ۹-۴ شبکه حل معادلات..... |
| ۷۵ | ۵ فصل پنجم : بررسی نتایج..... |
| ۷۶ | ۱-۵ مقدمه..... |
| ۷۶ | ۲-۵ بررسی نتایج شبیه سازی عددی با داده های تجربی..... |
| ۷۷ | ۳-۵ کانتور سرعت ودما..... |
| ۷۸ | ۴-۵ بررسی اثر زاویه مخروطی نازل..... |
| ۸۰ | ۵-۵ بررسی اثر سرعت تزریق..... |
| ۸۲ | ۶-۵ بررسی اثر قطر قطرات..... |
| ۸۵ | ۷-۵ بررسی اثر دمای تزریق..... |
| ۸۸ | ۶ فصل ششم: نتیجه گیری و پیشنهادات..... |
| ۸۹ | ۱-۶ خلاصه نتایج..... |
| ۸۹ | ۲-۶ پیشنهادات عملی..... |
| ۹۰ | ۳-۶ پیشنهاد برای مطالعات آینده..... |
| ۹۱ | ۷ منابع و مواخذ..... |
| ۹۷ | پیوست الف..... |

فهرست اشکال

- شکل ۱-۱: اوزون در اتمسفر زمین ۸
- شکل ۲-۱: غلظت مه دود فتوشیمیایی در لوس آنجلس ۹
- شکل ۳-۱: شماتیکی از کارخانه زباله سوز با فرایند SCR [15] ۱۲
- شکل ۴-۱: نمودار NO_x حذف شده در دمای متفاوت [16] ۱۴
- شکل ۵-۱: شماتیکی از کارخانه زباله سوز با فرایند SNCR ۱۵
- شکل ۶-۱: شماتیکی از پروسه SCR در کارخانه زباله سوز ۱۶
- شکل ۷-۱: شماتیکی از یک سیستم ترکیبی برای حذف NO_x [15] ۱۹
- شکل ۸-۱: مقایسه راندمان روشهای مختلف کاهش NO_x [16] ۲۰
- شکل ۱-۲: نمودار مسیر واکنش برای فرایند حرارتی $DeNO_x$ [10] ۲۳
- شکل ۲-۲: نمودار مسیر واکنش برای فرایند حرارتی $DeNO_x$ ، (فلشهای پررنگ نشان دهنده مسیرهای غالب است) [18] ۲۴
- شکل ۳-۲: اثر غلظت اکسیژن بر کاهش NO_x [11] ۲۶
- شکل ۴-۲: درصد NO حذف شده در دما و غلظت اکسیژن متفاوت [11] ۲۶
- شکل ۵-۲: مقدار N_2O اندازه گیری شده در دمای متفاوت [12] ۲۷
- شکل ۶-۲: نمودار NO حذف شده بر حسب دما با غلظت اکسیژن متفاوت در فشار جزئی بالا با شرایط: ۲۸
- شکل ۷-۲: اثر غلظت CO ورودی، سطح اکسیژن و دما بر روی غلظت NO و NH_3 خروجی در فشار بالا (10Bar) [12] ۲۹
- شکل ۸-۲: نمودار NO حذف شده بر حسب دما، در غلظت CO متفاوت [11] ۲۹
- شکل ۹-۲: غلظت N_2O اندازه گیری شده بر حسب دما [11] ۳۰
- شکل ۱۰-۲: اثرات فشار و دما بر روی غلظت NO و NH_3 خروجی [5] ۳۱
- شکل ۱۱-۲: تاثیر فشار جزئی بر کاهش NO_x (خطوط، نتایج نظری و علائم، نتایج تجربی هستند.) [13] ۳۲

شکل ۲-۱۲: نمودار نتایج تجربی غلظت NO و N₂O بر حسب دما برای غلظتهای متفاوت اکسیژن (دایره توپر، ۵. درصد اکسیژن، مثلث، ۱ درصد اکسیژن، لوزی، ۴ درصد اکسیژن و دایره توخالی ۱۰ درصد اکسیژن ([26] ۳۵

شکل ۲-۱۳: نمودار حذف شده بر دمای واکنش برای ۷ مقدار متفاوت اکسیژن در 100 ppm کربن منواکسید و زمان اقامت 2.11 ثانیه [27] ۳۶

شکل ۲-۱۴: نمودار حذف NO_x بر حسب غلظت اکسیژن با غلظتهای متفاوت منواکسید کربن [27] ۳۶

شکل ۲-۱۵: اثر نسبت CO به NO در حذف NO_x [30] ۳۷

شکل ۲-۱۶: نتایج تجربی و نظری غلظت NO و N₂O در نسبت اوره به NO اولیه متفاوت [26] ۳۹

شکل ۲-۱۷: نتایج تجربی و نظری اثر NSR بر کاهش NO [26] ۴۰

شکل ۲-۱۸: نمودار حذف NO با استفاده از سیانوریک اسید بر حسب دمای واکنش برای غلظت اکسیژن ۱.۹ درصد و NO اولیه 300 PPM [23] ۴۱

شکل ۲-۱۹: نمودار درصد حذف شده بر اثر تزریق اوره بر حسب دما ۴۱

شکل ۴-۱: شماتیکی از واحد زباله سوز شهری [36] ۶۷

شکل ۴-۲: هندسه محفظه احتراق ثانویه زباله سوز ۶۹

شکل ۴-۳: تراکم مش در زباله سوز (به ترتیب از چپ به راست صفحات X-Z و Y-Z) ۷۰

شکل ۴-۴: تراکم مش در اطراف نازل ها ۷۱

شکل ۵-۱: کانتور سرعت در صفحه X-Z و Y-Z ۷۷

شکل ۵-۲: کانتور دما در صفحه X-Z و Y-Z ۷۸

شکل ۵-۳: شماتیکی از زاویه مخروطی نازل ۷۸

شکل ۴-۵: نمودار درصد کاهش NO_x در زوایای تزریق متفاوت ۷۹

شکل ۵-۵: نمودار غلظت HNCO خروجی در زوایای تزریق متفاوت ۷۹

شکل ۵-۶: نمودار غلظت N₂O در خروجی در زوایای تزریق مختلف ۸۰

شکل ۵-۷: نمودار درصد کاهش NO_x در خروجی زباله سوز در سرعت های تزریق متفاوت ۸۱

شکل ۵-۸: نمودار غلظت HNCO خروجی در سرعت تزریق متفاوت ۸۱

شکل ۵-۹: نمودار غلظت HNCO خروجی در زوایای تزریق متفاوت ۸۲

شکل ۵-۱۰: مسیر حرکت ذرات در اندازه های ۴۵، ۹۰ و ۱۳۵ میکرومتر ۸۳

شکل ۵-۱۱: درصد کاهش NO_x در خروجی با قطر ذرات متفاوت ۸۴

- شکل ۵-۱۲: کانتور محدوده دمایی کاهش NO_x (۱۴۲۳.۱۵ - ۱۱۴۳.۱۵ درجه کلوین)..... ۸۵
- شکل ۵-۱۳: نمودار درصد کاهش NO_x در دمای تزریق متفاوت..... ۸۶
- شکل ۵-۱۴: غلظت ایزوسیانوریک اسید در دمای تزریق متفاوت..... ۸۶

فهرست جداول

- جدول ۱-۱: آلاینده های زباله سوز شهری و نحوه کنترل آنها [1] ۶
- جدول ۱-۲: مقایسه هزینه در روش SCR با SNCR ۱۸
- جدول ۱-۳: واکنشهای مکانیزم کاهش NO_x مدل براور [36] ۶۴
- جدول ۱-۴: غلظت گونه ها در زباله های جامد ورودی به زباله سوز [36] ۶۸
- جدول ۲-۴: شرایط مرزی گونه ها در ورودی ۷۲
- جدول ۳-۴: پارامترهای ثابت مدل $k - \varepsilon$ استاندارد ۷۳
- جدول ۴-۴: مدل‌های مورد استفاده برای مدلسازی عددی ۷۴
- جدول ۱-۵: مقایسه نتایج مقاله یانگ با نتایج عددی بدست آمده ۷۷
- جدول ۲-۵: جدول نتایج برای زاویه مخروطی متفاوت نازل ۸۰
- جدول ۳-۵: جدول نتایج برای سرعت متفاوت تزریق ۸۲
- جدول ۴-۵: جدول نتایج برای قطر متفاوت قطرات ۸۴
- جدول ۵-۵: جدول نتایج برای دمای متفاوت تزریق ۸۷

فصل اول: کلیات



با پیشرفت تمدن بشری و رشد جمعیت، میزان زباله‌های جامد شهری افزایش یافته است و آلودگی محیط زیست به یک مشکل جدی تری تبدیل شده است و مانعی برای توسعه اقتصاد اجتماعی پایدار و محیط زیست شده است. برای نیاز به زمین کوچکتر، سطح بالاتری از کاهش زباله، ثابت، بی‌ضرری و راندمان بالای استفاده از انرژی، تکنولوژی سوزاندن زباله‌ها به سرعت در حال توسعه است. اکسیدهای نیتروژن یکی از آلاینده‌های هوا است که به هنگام سوزاندن زباله‌های جامد شهری به وجود می‌آید. بنابراین با توجه به ویژگی زباله‌های شهری موجود در کشور ما، یک وظیفه پژوهشگران که در زمینه زباله‌سوزهای شهری کار می‌کنند، تحقیق و پژوهش به صورت علمی و عملی در زمینه کاهش NO_x خروجی از زباله‌سوزها می‌باشد.

۱-۱ زباله سوز

لغت یونانی اینسی نریت (Incinerate) به معنی سوزاندن و به خاکستر تبدیل کردن، امروزه معانی گسترده‌تری پیدا کرده است. به طور کلی هر فرآیندی که بتواند با سوزاندن مواد زائد، حجم یا وزن آنها را کاهش بدهد و به شکل مواد کم ضرر تبدیل کند، زباله‌سوز نامیده می‌شود. بسیاری از مواد زائد قابل سوزاندن بوده و محصول احتراق نیز گازهای بی‌ضرر است که به راحتی از دودکش‌ها به اتمسفر فرستاده می‌شود. معمولاً در چنین مواردی زباله سوز برای دفع مواد زائد روش بی‌خطری است.

۱-۲ تاریخچه زباله سوز و فرایند^۱ SNCR

برای قرن‌ها، خاکستر کردن یک روش برای کاهش زباله‌ها و ضایعات بوده است. خاکستر کردن در اجاق‌ها و بخاری دیواری‌های خانه‌ها صورت می‌گرفته است. بعدها کوره‌های صنعتی برای خاکستر کردن سیستماتیک زباله‌ها طراحی شدند و برای انهدام زباله‌های شهرهای پرجمعیت اروپا در قرن نوزدهم مورد استفاده قرار گرفتند. به دلایل بهداشتی سوزاندن زباله‌ها در کوره انجام می‌گرفت. آنها می‌دانستند که سوزاندن زباله‌ها ارگانیسیم مضر در زباله‌ها را از بین می‌برد. با این کار حجم زباله‌های جامد کاهش می‌یافت. برای دهه‌ها هدف از خاکستر کردن، کاهش حجم زباله‌ها بود.

اولین کوره‌های صنعتی برای سوزاندن زباله‌ها در ناتینگهام انگلستان در سال ۱۸۷۴ توسط دو مهندس امریکایی به نام‌های هرنیک و گریلی ساخته شد. این دستگاه مخرب^۱ نامیده شده بود و از گرمای ایجاد شده

^۱ . Selective Non-Catalytic Reduction



از سوختن زباله‌های آن برای تولید بخار استفاده می‌کردند. این دو مهندس تا سال ۱۹۲۱ موفق به ساختن بیش از ۲۰۰ واحد زباله‌سوز در بریتانیا شدند. نخستین کارخانه زباله‌سوز آلمانی طی سال‌های ۱۸۹۴ تا ۱۹۰۶ و در پی ایجاد اپیدمی وبا تاسیس گردید و بعد از سال ۱۹۵۰ ساخت این کارخانه‌ها در آلمان توسعه یافت. به طوری که در سال ۱۹۶۰ تعداد آن به ۱۴ مورد رسید. در بیشتر شهرهای جهان، تا سال‌های پیش از ۱۹۷۰، سوزاندن زباله که در هوای آزاد تلنبار شده بود به امری معمول تبدیل شده بود. تکنولوژی برتر برای تبدیل مواد زائد به انرژی از اواسط دهه ۱۹۷۰ ابلاغ گردید. اما محدودیت کنترل آلودگی از سال ۱۹۸۴ به بعد موجب رکود این صنعت شد. در اواخر دهه ۹۰ میلادی با کند شدن رشد اقتصادی بازنگری بر روی زباله‌سوزها انجام شد. تخصیص هزینه برای کارخانجات زباله‌سوز مشکل‌تر می‌شد. کارخانجات بایومس هم تحت مقررات مشابه تحت فشار هزینه‌های بالا قرار داشت. به همین دلیل راه حلی برای این سیستم‌ها پیشنهاد شد که در حال حاضر منطبق است با تمام الزامات فنی از مقررات و مقرون به صرفه است. بنابراین از سال ۲۰۰۰ بیشتر زباله‌سوزها به تکنولوژی SNCR مجهز شدند. با توجه به تجربه‌های به‌دست آمده تکنولوژی SNCR بهترین تکنولوژی کاهش NO_x نسبت به سایر تکنولوژی‌ها به دلیل هزینه سرمایه گذاری کم، هزینه راه‌اندازی کم، تعمیرات آسان و راندمان بالا است. در حدود ۲۰ سال است که از تکنولوژی SNCR در کارخانه‌های سوزاندن زباله استفاده می‌شود. و لیکن در سال‌های اخیر سوزاندن زباله با دستگاه‌های زباله‌سوز که نوعی روش شیمیایی برای کاهش زباله است، انجام می‌شود. مثلاً در کشور سوئد ۵۰ درصد زباله‌ها، سنگاپور و دانمارک ۶۵ درصد زباله‌ها، در ژاپن ۷۵ درصد زباله‌ها و در آمریکا ۲۹ درصد زباله‌های خانگی، ۳.۵ درصد زباله‌های خطرناک و ۶ درصد زباله‌های بی‌خطر و ۱۲ درصد زباله‌ها درمانی و ۱۲ درصد زباله آلوده به روش زباله‌سوزی دفع می‌شود [1].

۳-۱ انواع زباله سوزها

زباله‌های شهری یا صنعتی را در کوره‌های مخصوص می‌سوزانند. درجه حرارت معمول این زباله‌سوزها بالغ بر ۱۰۰۰ تا ۱۲۰۰ درجه سانتی‌گراد تعیین می‌شود و مکانیسم طراحی به نحوی است که به هنگام سوختن زباله انرژی تولیدی نیز مورد بازیافت قرار گیرد. لذا بر اساس طراحی، زباله‌سوزها به دو دسته‌ی دستگاه‌های

¹. Destructor



زباله‌سوز با بازیابی انرژی و بدون بازیابی انرژی تقسیم می‌شوند که با توجه به نیاز و امکانات در مناطق مختلف جهان مورد استفاده قرار می‌گیرند.

۱-۳-۱ کوره زباله سوز با بازیابی انرژی

برای بازیابی انرژی حاصل از احتراق زباله به طور کلی دو نوع کوره زباله‌سوز با قدرت پایین و بالا وجود دارد. کوره‌های زباله‌سوز با قدرت بالا کوره‌هایی هستند که زباله‌های شهری یا صنعتی را به صورت کامل سوزانده و از حرارت زیاد تولید شده در تولید انرژی استفاده می‌نماید. اینگونه کوره‌ها در کارخانه‌های زباله‌سوز شهری مورد استفاده قرار می‌گیرند. کوره‌های زباله‌سوز با قدرت پایین در ابعاد کوچک برای گرمایش یا تولید آب گرم خانگی یا مصارف خاص دیگر مورد استفاده قرار می‌گیرد. این کوره‌ها در نقاط مختلف جهان به ویژه مناطق روستایی و جنگلی از اهمیت ویژه‌ای برخوردار هستند.

زباله‌سوزها را بر مبنای روش تغذیه نیز به دو دسته زباله‌سوزهای پیوسته و زباله‌سوزهای ناپیوسته تقسیم بندی می‌کنند. در زباله‌سوزهای پیوسته نوار نقاله خاص (نرده آتشین) مستقر در کف کوره با سرعت مناسب و قابل تنظیم باعث حرکت توده‌های زباله در مسیر داخلی کوره گردیده و موجبات سوختن آنها را به وجود می‌آورد. این واحدها چندان بزرگ طراحی نشده و قادر نیستند بیش از ۱۵۰ تن زباله را بسوزانند. این کوره‌ها هنگام بارگیری و تخلیه خاکسترات حرارتی ویژه‌ای دارند که موجب می‌شود برای حفظ حرارت، نیاز به سوخت اضافی و یا استفاده از مشعل‌های اضافی، ایجاد شود. لذا اصول کار این زباله‌سوزها بر اساس حرکت مداوم کف و درجه حرارت مورد نیاز طراحی شده است. زباله‌سوزهای ناپیوسته همچون کوره‌های زغال‌سوز دستی در مواقع نیاز توسط کارگران بارگیری بکار گرفته می‌شوند. نام مقطعی یا ناپیوسته از این لحاظ به این نوع کوره‌ها اطلاق می‌گردد که زباله تنها گهگاه جهت سوزاندن به درون آنها فرستاده می‌شوند.

زباله‌سوزها را می‌توان به روش دیگری نیز دسته بندی کرد و آن دسته‌بندی آنها براساس نوع زباله آنها است. بدین منظور زباله‌سوزها را می‌توان به چهار دسته زباله‌سوزهای شهری، زباله‌سوزهای بیمارستانی، زباله-سوزهای حاوی مواد آلی، زباله‌سوزهای صنعتی تقسیم نمود.



۲-۳-۱ زباله سوزهای حاوی مواد آلی

زباله‌سوزهای حاوی مواد آلی سیستم‌های هاضم زباله می باشند. موضوع تولید انرژی از زباله های حاوی مواد آلی از موضوعات مورد توجه کشورهای توسعه یافته می باشد که اخیرا با توجه به طرح هدفمند کردن یارانه‌ها و اصلاح قیمت‌های حامل‌های انرژی نزد مسئولین کشور اهمیت خاصی یافته است به گونه‌ای که سازمان انرژی‌های نو ایران (سانا) خرید برق تولیدی از روش نو را به صورت خرید تضمینی عهده‌دار شده است. در این سیستم‌ها مواد آلی درون مخازنی به نام هاضم (digester) ریخته می شود، پس از فعل و انفعال‌های شیمیایی بدون حضور هوا، گازهای متان و CO_2 از مواد آلی متصاعد می‌شود.

۳-۳-۱ زباله سوزهای بیمارستانی

یکی از معضلات اساسی شهرها نحوه امحا زباله‌های بیمارستانی است، اینگونه زباله‌ها ممکن است عفونی یا غیر عفونی باشد. امحا اینگونه زباله‌ها با توجه به ماهیت آن شیوه‌ای جدا از امحا زباله‌های شهری را می‌طلبد که از مهمترین مزایای استفاده از زباله‌سوزهای بیمارستانی می‌توان به موارد زیر اشاره کرد:

از بین رفتن انگل‌ها و مواد عفونی

بی‌خطر سازی مواد تیز و برنده بر اثر حرارت

عمدتا سه نوع زباله‌سوز مورد استفاده قرار می‌گیرد: زباله‌سوز با هوای کنترل شده، زباله‌سوز با هوای مازاد و زباله‌سوز با کوره‌های دوار. بیش از ۹۵ درصد زباله‌سوزهای بیمارستانی از نوع زباله‌سوز با هوای کنترل شده است و تنها درصد کمی از زباله‌سوزها از نوع با هوای مازاد و کمتر از یک درصد از زباله‌سوزها از نوع زباله‌سوز با کوره‌های دوار می‌باشند [2].

۴-۳-۱ زباله سوزهای شهری

یکی از معضلات شهرداری‌ها در سراسر دنیا، نحوه امحا زباله تولیدی است، پس از آنکه قسمت‌های قابل بازیافت زباله از آن جدا شد، موادی باقی مانده را می‌توانند به RDF^1 تبدیل کنند. RDF معمولا از انرژی حرارتی زیادی برخوردار است. سوزاندن RDF راه حل جدیدی برای تولید برق می‌باشد استفاده از زباله‌سوز

¹ . Refuse Drive Fuel



در شهرهای ساحلی که سطح آب زیر زمینی بالا می باشد و خطر آلودگی آب در اثر دفن غیر بهداشتی زباله در کمین می باشد از اهمیت خاصی برخوردار است. و خطری که برای بهداشت و آب از بابت دفن زباله وجود دارد نیز از بین می رود و اما مزایا:

- از بین رفتن خطر آلودگی آبهای زیرزمینی
- تولید برق از حرارت تولید شده
- امکان کنترل گازهای خروجی و جلوگیری از آلودگی محیط زیست
- از بین رفتن کلیه انگل ها و مواد عفونی و ...

جدول ۱-۱ انواع آلاینده‌های مرتبط با زباله‌سوز شهری و نحوه کنترل آنها را نشان می‌دهد [1].

جدول ۱-۱: آلاینده‌های زباله‌سوز شهری و نحوه کنترل آنها [1]

| نوع آلاینده | کنترل آلودگی |
|--|--|
| ژانکات هیدروکربنی سبک | زباله‌سوزی و بازیافت می‌تواند مفید باشد اگر این مواد کلرینه نباشند (کلره شدن در اثر فساد تدریجی لوله بوجود خواهد آمد). |
| ترکیبات سولفور (گوگرد) | یک روش توانتری، شستشوی هیدروکسید سدیم است. این روش معمولاً پیش از فرآیند زباله‌سوزی انجام می‌شود. |
| مخلوط اسید نیتریک و اسید هیدروفلوئوریک | خنثی‌سازی یا استفاده از سنگ آهک در گل و لجن فلوتورید - کلسیم و نیترات کلسیم، روشی توانتری و نتیجه‌بخش است. |
| متوکسید کربن | میزان آن در مقایسه با ژغال سنگ، کمتر است. |
| بوهای ناشی از واکنشهای بی‌هوازی | کلرزی به استخر، جایی که ترکیبات بودار، اکسیده شده و باکتریها کنترل می‌شوند. فیلترهای فابریک می‌توانند ۹۰ درصد از خروجی‌های مواد آلی را جابجا نمایند. |
| کلرید هیدروژن و فلوراید هیدروژن | با استفاده از ترکیبات کلسیم اضافه شده، می‌توان آنها را کنترل نمود. اسکرابره‌های پیشرفته اسید - گاز می‌توانند بیش از ۹۰ درصد این ترکیبات را کنترل کنند. |
| دی اکسید گوگرد | اسکرابره‌های پیشرفته اسید - گاز می‌توانند بیش از ۶۰ درصد این ترکیب را کنترل کنند. |
| وجود فلزات در گازهای دودکش | فیلترهای کیسه‌ای می‌توانند ۹۰ درصد آنها را جذب نمایند. |
| خاکستر معلق | جداسازی و حذف موادی از زباله که شامل سطوح بالایی از سرب و کادمیوم می‌باشند، سمیت خاکستر معلق را کاهش خواهد داد. |



۱-۳-۵ زباله سوزهای صنعتی

چهارمین نوع از زباله‌سوزها براساس مورد استفاده از آنها زباله‌سوزهای صنعتی هستند که در کارخانجات برای سوزاندن ضایعات غیر قابل بازیافت از آنها استفاده می‌نمایند.

۱-۴-۱ اکسیدازت (NO_x) چیست؟ و چرا مهم است؟

متوسط مصرف روزانه هوا توسط انسان ده برابر متوسط مصرف روزانه غذا و ۶ برابر متوسط مصرف روزانه آب است (15 Kg). انسان بدون آب و غذا تا چندین روز می‌تواند زنده بماند ولی بدون هوا تنها چند دقیقه زنده است.

آلودگی هوا عبارت است از وجود یک یا چند ماده آلوده کننده در هوای آزاد به مقدار و مدتی که کیفیت هوا را تغییر داده و برای انسان، حیوان، گیاه و ساخته‌های بشری مضر باشد.

آلاینده‌های هوا را می‌توان به دو دسته اولیه و ثانویه تقسیم نمود. آلاینده‌های اولیه آلاینده‌هایی هستند که مستقیماً وارد اتمسفر شده و به شکلی که انتشار یافته‌اند وجود خواهند داشت مثل اکسیدهای گوگرد، مونوکسید کربن و ... آلاینده‌های ثانویه نیز به آلاینده‌هایی گفته می‌شود که از ترکیب آلاینده‌های اولیه و در اثر برخی شرایط محیطی تشکیل می‌شوند مثل ازن و مه دود فتوشیمیایی. لازم به ذکر می‌باشد که آلاینده‌های هوا در سه شکل جامد، مایع و گاز موجودند.

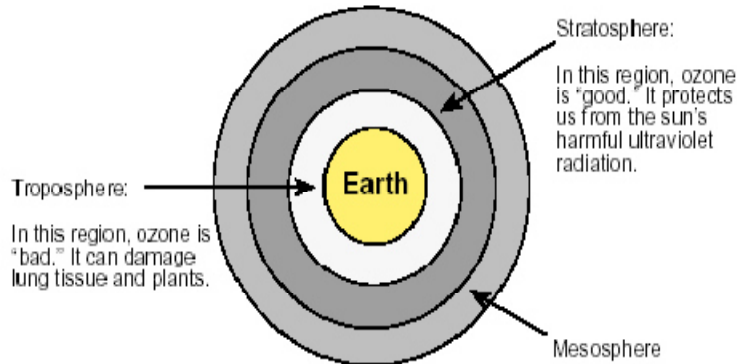
از جمله آلاینده‌های هوا می‌توان مونوکسید کربن، اکسیدهای گوگرد، اکسیدهای ازت، ترکیبات آلی فرار، اکسید کننده‌های فتوشیمیایی و ذرات معلق را نام برد. که در این پایان‌نامه هدف اصلی ما آلاینده اکسیدهای ازت می‌باشد.

۱-۴-۱-۱ NO_x چیست؟

NO_x در مورد NO (nitric oxide) و NO_2 (nitrogen dioxide) به کار برده می‌شود. این دو از بیشترین اکسیدهای نیتروژن هستند. بیشتر اکسیدهای نیتروژن بی‌رنگ و بی‌بو هستند. اما NO_2 دارای رنگ قهوه‌ای متمایل به قرمز می‌باشد و بوی تندی نیز دارد. اکسیداسیون NO به NO_2 همان پروسه ای است که منجر به تشکیل لایه اوزون در اتمسفر می‌شود [3]. درست است که اوزون در بالای اتمسفر اشعه



ماورای بنفش خورشید را جذب می کند اما اوزون در سطح جو باعث دود و مشکلات تنفسی می شود [4]. شکل ۱-۱ اوزون را در جو زمین نشان می دهد.



شکل ۱-۱: اوزون در اتمسفر زمین

۲-۴-۱ آثار اکسیدهای ازت (NO_x)

استفاده از اتومبیل‌ها، کامیون‌ها، نیروگاه‌ها و دیگر دستگاه‌هایی که سوخت می‌سوزانند امروزه متداول شده است. استفاده از این دستگاه‌ها متأسفانه اثرات بدی بر محیط زیست ما گذاشته است. دلیل آن نیز آن است که بسیاری از محصولات نامطلوب مانند NO ، NO_2 ، N_2O و CO از فرآیند احتراق این سوخت‌ها تولید می‌شوند [5].

در میان آلاینده‌های تولید شده NO_x نقش مهمی را بازی می‌کند زیرا جلوگیری از تشکیل آن در هنگامی که سوخت در یک فرآیند احتراق در دماهای بالا می‌سوزد، اجتناب ناپذیر است. منابع بسیاری برای تولید NO_x وجود دارد از قبیل وسایل نقلیه موتوری، نیروگاه‌های برق و دیگر اماکن صنعتی و حتی خانگی که سوخت می‌سوزانند. آلودگی هوا توسط NO_x یک مشکل بسیار جدی می‌باشد. این آلاینده می‌تواند باعث باران‌های اسیدی و مه‌دود فتوشیمیایی شود و به محیط زیست آسیب برساند [6][7].

شکل ۱-۲ غلظت مه دود فتوشیمیایی در LA^1 را نشان می‌دهد. آلاینده‌های ناخواسته و منابع طبیعی محدود لزوم یک کنترل کارآمد بر مصرف سوخت را ایجاب می‌کند [6][8][9].

¹. Los Angeles



شکل ۱-۲: غلظت مه دود فتوشیمیایی در لوس آنجلس

تقریباً همه NO_x منتشر شده بصورت NO می باشد که در اتمسفر به NO_2 اکسید شده و NO_2 نیز در حضور نور خورشید با هیدروکربن ها ترکیب شده و مه دود فتوشیمیایی را تولید می کند که اثر منفی آن بر سلامتی کاملاً مشخص شده است. در زیر چند نمونه از اثرات مضر NO_x ذکر شده است.

۱. NO_2 می تواند با رادیکال هیدروکسیل ترکیب شده و باعث تولید باران های اسیدی کند.

۲. NO_2 در غلظت های خیلی بالا باعث بروز مشکلات تنفسی می شود.

۳. کنترل انتشار اکسیدهای نیتروژن سخت تر از کنترل سایر آلاینده ها است.

سرفه های شدید، تنفس های کوتاه و سریع، سردرد، تنگی نفس، التهاب و سوزش چشم، بینی و حلق از اثرات مه دود فتوشیمیایی بر انسان است. صدمه دیدن برگ درختان و کاهش رشد گیاهان (۹۰٪ خسارات ناشی از آلودگی هوا در بخش کشاورزی ناشی از ازن می باشد) از جمله اثرات این آلاینده بر طبیعت است.

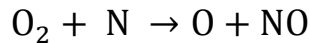
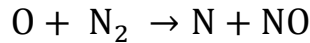
۳-۴-۱ تشکیل NO_x

NO_x عمدتاً از سه فرایند اساسی اکسید نیتروژن سوختی، اکسید نیتروژن حرارتی و اکسید نیتروژن آبی تشکیل می شود.

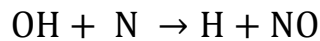
در فرایند اکسید نیتروژن حرارتی، زمانی که اکسیژن اضافی و نیتروژن موجود در هوا در دمای بالاتر از ۱۸۰۰ درجه کلوین در فرآیند احتراق حاضر باشند و انرژی لازم برای شکستن پیوند بین اتم های نیتروژن فراهم باشد NO_x تشکیل می شود [10]. مقدار NO_x تشکیل شده به دمای واکنش، زمان اقامت، نسبت



استوکیومتری و توربولانسی بستگی دارد. دو واکنش اصلی در فرایند تشکیل NO_x حرارتی توسط زلدوویچ^۱ بیان شد.



در شرایط نزدیک به استوکیومتری و مخلوط سوخت غنی، واکنش زیر نیز الزامی است.

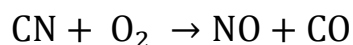
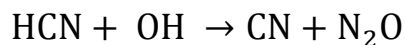
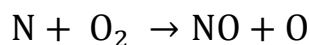
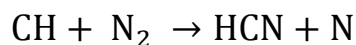


اگرچه نرخ تشکیل NO_x حرارتی در مقایسه با روش‌های دیگر پایین است اما بخش زیادی از NO_x به همین روش ایجاد می‌شود [11].

اکسیدهای نیتروژن سوختی به هنگام احتراق در اثر اکسید شدن نیتروژن موجود در ساختار شیمیایی سوخت‌هایی از قبیل زغال، کک، روغن‌های سنگین تولید می‌شوند [12]. بین ۲۰ تا ۸۰ درصد نیتروژن محصور شده در این سوخت‌ها به NO_x تبدیل می‌شوند. سوخت‌های مختلف حاوی مقادیر متفاوتی از نیتروژن هستند. مانند گاز طبیعی که فاقد نیتروژن است ولی زغال سنگ تا ۳ درصد نیتروژن دارد.

اکسیدهای نیتروژن آنی در اثر شکسته شدن پیوندهای سوخت‌های هیدروکربنی و آزاد شدن رادیکال‌هایی از قبیل C ، CH_2 و CH و ترکیب این رادیکال‌ها با نیتروژن هوا به وجود می‌آیند [13][12].

مسیر واکنش‌های در حال حاضر پذیرفته شده برای تشکیل اکسید نیتروژن آنی در زیر آمده است [10].



^۱. Zeldovich



به این دلیل به این فرآیند اکسید نیتروژن آنی می‌گویند، چون در نزدیکی شعله بلافاصله NO_x تولید می‌شود.

۵-۱ کنترل انتشار اکسیدهای ازت (NO_x)

از جمله عوامل افزایش دهنده انتشار NO_x حرارتی عبارتند از:

۱. بالا بودن دما در محفظه احتراق
 ۲. بالا بودن غلظت اکسیژن در محفظه احتراق
 ۳. زمان ماند بالای گازهای حاصل از احتراق در محفظه [14]
- راهکارهای کاهش NO_x را می‌توان به دو مرحله تقسیم نمود [14]:

۱. مرحله قبل از احتراق: جلوگیری از تشکیل NO_x از طریق اصلاح فرآیند و تجهیزات احتراق
 ۲. کاهش انتشار NO_x پس از احتراق
- در مرحله قبل از احتراق، با کاهش دمای محفظه احتراق، کاهش زمان اقامت گازها در محفظه احتراق و کاهش غلظت نیتروژن موجود در سوخت در محفظه احتراق، از تشکیل NO_x جلوگیری می‌شود. به عنوان مثال در موتورهای برای کاهش NO_x مواردی همچون کاهش میزان فشرده‌سازی، به تاخیر انداختن زمان-بندی، چرخش گاز آگزوز و غنی‌سازی مخلوط سوخت را انجام می‌دهند. تکنیک کاهش NO_x با اصلاح فرایند، قبل از احتراق، اگرچه مقدار زیادی NO_x را کاهش می‌دهد، اما به اندازه این که استانداردها و قوانین بین‌المللی تعیین کردن، نیست. در نتیجه برای کاهش NO_x بیشتر، عملیاتی بعد از احتراق برای کاهش NO_x ضروری است. از جمله این روش‌ها می‌توان به روش‌های SCR^1 ، SNCR^2 و تابش پرتوهای الکترون اشاره کرد.

¹ selective catalytic reduction

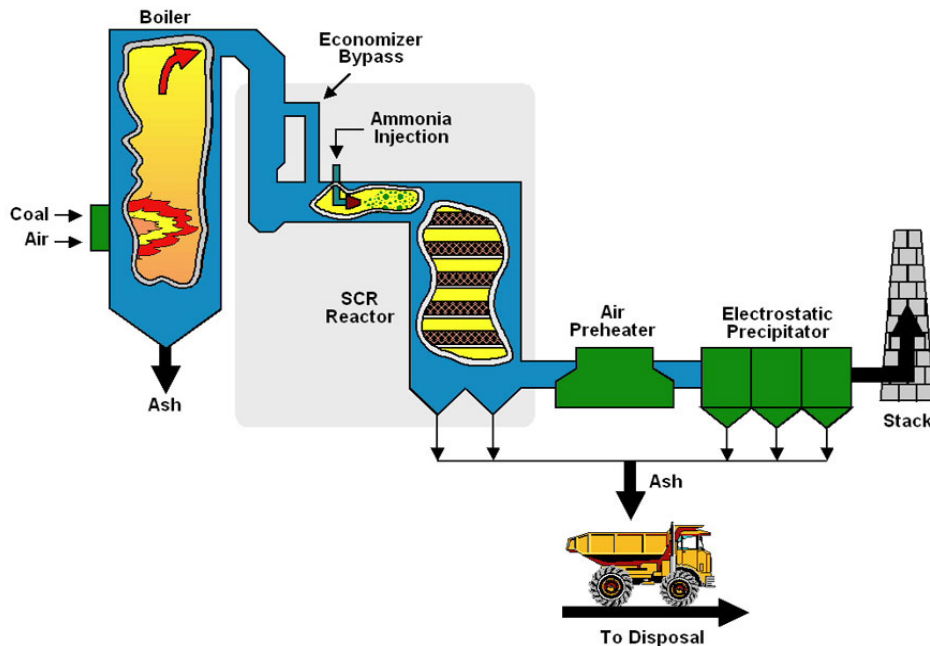
² selective non-catalytic reduction



جهت کاهش دمای محفظه احتراق می‌توان از مخلوط غنی سوخت جهت کاهش مقدار اکسیژن در دسترس، مخلوط‌های غنی از هوا برای محدود کردن دما، تزریق گازهای احتراق سرد و تهی از اکسیژن به داخل محفظه احتراق و تزریق آب یا بخار استفاده کرد. با کاهش محدوده شعله در بویلرها می‌توان زمان ماند را کم کرد.

جهت احیا NO_x از آمونیاک در روش SCR و آمونیاک یا اوره در روش SNCR استفاده می‌کنند.

یکی دیگر از راهکارهای کاهش NO_x اکسید کردن آن است. به این معنی که ظرفیت نیتروژن را جهت بالا بردن قابلیت جذب آن توسط آب افزایش دهیم. برای این منظور از کتالیزور استفاده می‌کنند و یا H_2O_2 یا اوزن تزریق می‌کنند. احتراق با اکسیژن خالص نیز به دلیل حذف نیتروژن برای کاهش NO_x مناسب است [14].

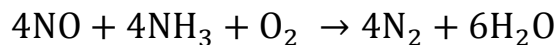


شکل ۱-۳: شماتیکی از کارخانه زباله سوز با فرایند SCR [15]



۱-۵-۱ روش SCR

این روش یکی از معروفترین روش‌های کاهش NO_x می‌باشد. در این روش آمونیاک در حضور کاتالیزور به جریان گازی که شامل NO_x است تزریق می‌شود. در اثر واکنش این گازها با آمونیاک تزریق شده، NO_x به نیتروژن و آب تبدیل می‌شود. واکنش اصلی این فرآیند به شرح زیر است [5]:

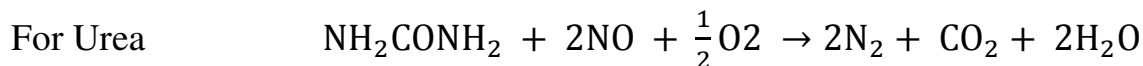


شکل ۱-۳ یک شماتیک ساده شده از کارخانه زباله‌سوز با پروسه SCR را نشان می‌دهد [14].

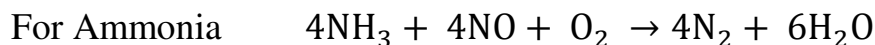
۲-۵-۱ روش SNCR

یکی دیگر از تکنولوژی‌های حذف NO_x روش SNCR است. در این روش با تزریق یک ماده احیا کننده به زباله سوز NO_x خروجی از زباله‌سوز را کاهش می‌دهند. این روش با توجه به اینکه از چه ماده احیا کننده‌ای استفاده می‌شود به سه دسته تقسیم بندی می‌شود. اگر ماده احیا کننده استفاده شده در این روش آمونیاک باشد Thermal DeNO_x می‌نامند و اگر ماده احیا کننده اوره باشد NO_xOUT گویند. سومین دسته را RAPRENO_x می‌نامند که ماده احیا کننده در آن ایزوسیانوریک اسید است. کاهش NO_x در این فرآیند با تزریق این مواد احیا کننده در دمای بالا اتفاق می‌افتد. در قسمت‌های بعدی به صورت مفصل به این سه دسته از روش‌های NO_x می‌پردازیم.

در یک فرآیند SNCR نیتروژن اکسید، عامل احیا کننده به صورت محلول آبی (آب و آمونیاک، اوره) یا به فرم گازی به داخل جریان داغ گازها تزریق می‌شود. واکنش کلی به صورت زیر است:

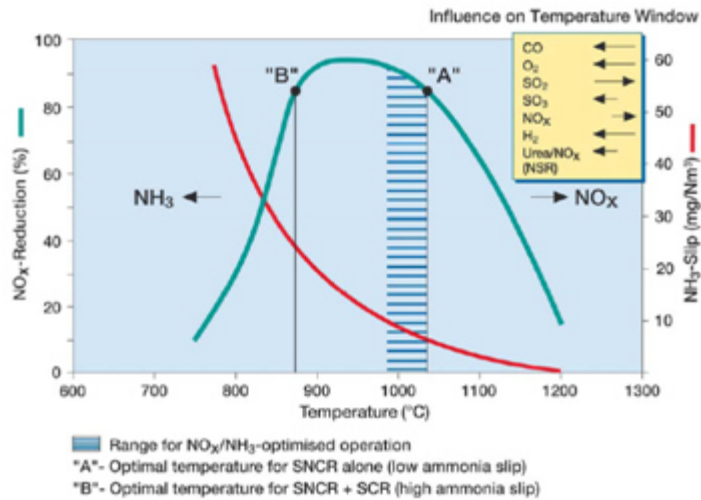


OR



نیتروژن مولکولی، آب و دی اکسیدکربن شکل می‌گیرد. بسته به نوع ترکیب گاز دمای بهینه برای کاهش قابل توجه NO_x بین ۹۰۰ تا ۱۱۰۰ درجه سانتی‌گراد می‌باشد. بالاتر از این محدوده دمایی آمونیاک از حد

معمول بیشتر اکسید شده و در نتیجه نیتروژن اکساید شکل می گیرد. (شکل ۴-۱) در دمای پایین تر از این محدوده دمایی نرخ واکنش کمتر می شود و در نتیجه آمونیاک در خروج از دودکش بیشتر می شود.



شکل ۴-۱: نمودار حذف شده در دمای متفاوت [16]

هدف در کلیه فرآیندهای کنترل NO_x ، رسیدن به بیشترین کاهش NO_x و کمترین آمونیاک در خروجی به طور همزمان می باشد. این هدف زمانی محقق می شود که فرآیند در محدوده دمایی ذکر شده انجام گیرد.

هر فرآیند SNCR شامل ۴ مرحله زیر می باشد [15].

۱. توزیع واختلاط قطرات مایع با جریان گاز

۲. تبخیر آب که واکنشگر شیمیایی در آن رقیق شده اند.

۳. تجزیه واکنشگر ها به گونه واکنشی

۴. واکنش بین فاز گازی NH_2 و NO_x

شکل ۵-۱ یک شماتیک ساده شده از کارخانه زباله سوز با پروسه SNCR که محلول اوره به عنوان ماده احیا کننده، منجر به کاهش ۶۰ درصد NO می شود را نشان می دهد.

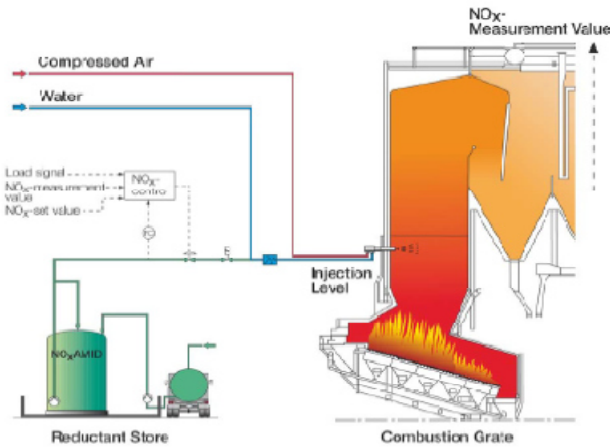


Figure 4: Process Flow Scheme with Urea Solution

شکل ۱-۵: شماتیکی از کارخانه زباله سوز با فرایند SNCR

۳-۵-۱ مقایسه روش SCR با SNCR

میانگین سالانه NO_x منتشر شده از زباله‌سوزهای مجهز به سیستم SCR که بطور پیوسته کار می‌کنند، کمتر از $80 \text{ Mg}/\text{NM}^3$ است. مقدار NO_x منتشر شده از کارخانجات زباله‌سوز که مجهز به تکنولوژی SNCR است معمولاً در حدود $180 \text{ Mg}/\text{NM}^3$ یا حتی می‌تواند در بعضی مواقع به $150 \text{ Mg}/\text{NM}^3$ برسد. این نشان می‌دهد جهت کاهش NO_x با تکنولوژی SNCR محدودیت داریم. اما اغلب این واقعیت که زباله‌سوزهای مجهز به سیستم SNCR مطابق قوانین، برای کاهش مقدار NO_x در حدود کمتر از $200 \text{ Mg}/\text{NM}^3$ طراحی شده‌اند نادیده گرفته می‌شود.

بر اساس اطلاعات منتشر شده از زباله‌سوزها فقط اینکه NO_x منتشر شده مطابق با قوانین باشد و یا حتی کمتر از حد مجاز باشد کافی نیست و پارامترهای دیگری مانند هزینه نیز مهم می‌باشد. در روش SNCR برای رسیدن به NO_x کمتر در خروجی دودکش نیاز به هزینه بیشتر به دلیل افزایش نیاز به ماده احیا کننده است. که به نفع اپراتور نیست و از آن اجتناب می‌شود. بنابراین تنها کاهش NO_x مهم نمی‌باشد و باید هزینه را نیز در نظر گرفت.

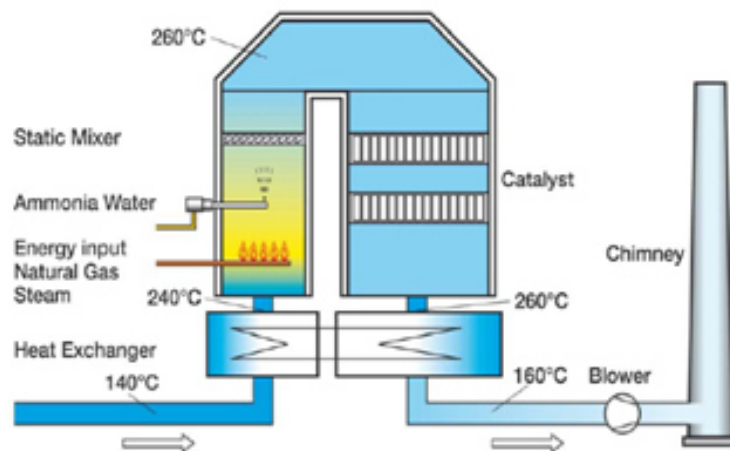
بدون شک فرآیند SNCR در طول ۲۰ سال گذشته بسیار توسعه یافته است. در اوایل دهه نود در آلمان صحبت در مورد حد NO_x تولید شده زیر $100 \text{ Mg}/\text{NM}^3$ شد، این در حالی بود که قبل آن حد NO_x تولید شده $200 \text{ Mg}/\text{NM}^3$ بود. سیستم SCR، ۲۰ تا $50 \text{ Mg}/\text{NM}^3$ بیشتر از سیستم SNCR باعث



کاهش NO_x در مقدار یکسان ورودی زباله به زباله‌سوز می‌شود. هر چند روش SCR این چنین مزیتی به روش SNCR دارد ولی باید توجه کرد معایب مهمی از لحاظ مقرون به صرفه بودن، مصرف انرژی و مسائل زیست محیطی دارد [15].

هزینه سرمایه گذاری در یک کارخانه زباله‌سوز با سیستم SCR برای کاهش مقدار NO_x در حدود ۵ برابر هزینه سرمایه گذاری در یک کارخانه زباله‌سوز با سیستم SNCR با مقدار NO_x و ویژگی‌های فنی یکسان می‌باشد.

همچنین هزینه راه اندازی این نوع زباله‌سوزها (زباله‌سوز مجهز به سیستم SCR) به دلیل مصرف بیشتر انرژی برای استفاده در دمنده‌ها جهت جبران افت فشار به وجود آمده در مبدل‌ها حرارتی و کاتالیزورها و همچنین پیش گرم کردن جریان گاز با بخار آب یا نفت و یا گاز طبیعی، بیشتر است.



شکل ۱-۶: شماتیکی از پروسه SCR در کارخانه زباله سوز

شکل ۱-۶ شماتیکی از پروسه SCR در کارخانه زباله‌سوز را نشان می‌دهد. افت فشار در میان مبدل حرارتی، میکسرها و کاتالیزورها در حدود ۲۵ بار می‌باشد. افت دمای جریان گاز ۲۰ تا ۲۵ درجه کلوین است. انرژی مورد نیاز برای جبران دمای کاهش یافته توسط گاز طبیعی ایجاد می‌شود.



بطور مثال یک کارخانه زباله‌سوز با سه روش متفاوت سوزاندن از لحاظ هزینه سرمایه گذاری، اجرا و کاهش NO_x مقایسه شده‌اند. این سه روش عبارتند از روش SCR، روش SNCR، که برای کاهش NO_x کمتر از 200 Mg/NM^3 با ماده احیا کننده اوره طراحی شده است و روش SNCR، که برای کاهش NO_x کمتر از 100 Mg/NM^3 با ماده احیا کننده آب آمونیاک طراحی شده است، می‌باشد.

هزینه سرمایه‌گذاری یک واحد SCR در حدود 3500000 یورو می‌باشد که 2000000 یورو بیشتر از هزینه سرمایه‌گذاری در یک واحد SNCR که برای کاهش NO_x کمتر از 100 Mg/NM^3 است، می‌باشد. هزینه سرمایه‌گذاری در واحد SNCR که ماده احیا کننده آن اوره می‌باشد، برای کاهش NO_x به کمتر از 200 Mg/NM^3 که مطابق با قوانین اروپا می‌باشد در حدود 2000000 یورو می‌باشد. بنابراین در هر دو سیستم SNCR به طور قابل توجهی هزینه سالانه نسبت به روش SCR کمتر است.

با توجه به راندمان پایین و هزینه ماده احیا کننده، هزینه عملیاتی هر دو روش SNCR بیشتر از SCR است. از سوی دیگر در روش SCR، هزینه بالای انرژی الکتریکی برای راه‌اندازی دمنده جهت جبران افت فشار به وجود آمده و تامین یک انرژی خارجی مانند گاز طبیعی برای پیش گرم کردن جریان گاز وجود دارد. به این هزینه‌ها باید هزینه تعمیر و جایگزینی کاتالیزورها را نیز اضافه نمود. در نتیجه در حالت کلی هزینه راه‌اندازی برای هر دو روش SNCR پایین‌تر از SCR می‌باشد. کارخانه GMVA ابرهاوزن^۱ اعلام کرد که توان ائتلافی کارخانجات SCR در حدود 25 MT/h می‌باشد در صورتی که در واحدهای SNCR این مقدار 15 MT/h می‌باشد. در سال 2004 کارخانه GMVA به دلیل هزینه‌های ناشی از خوردگی صفحات مبدل حرارتی، سیستم SCR خود را به SNCR تغییر داد. انتشارات GMVA بیان کرد که هزینه عملیاتی صرفه جویی شده برای 4 واحد زباله‌سوز 2100000 EU/a می‌باشد. که این نشان می‌دهد برای هر واحد زباله‌سوز 525000 EU/a صرفه‌جویی در هزینه عملیاتی انجام گرفته است.

در فرآیندهای SNCR غالباً غلظت آمونیاک بیش از حد است که این منجر به تشکیل نمک‌های آمونیوم و اسید کلریدریک و SO_3 می‌شود. که این خود بر عملکرد و راندمان زباله‌سوز تاثیر بسیار جدی می‌گذارد. در حالیکه در روش SCR، SO_3 بالا و وانادیوم پنتا اکسید به وجود می‌آید. که در واکنش با آمونیاک تزریق

^۱. Oberhausen



شده برای کاهش NO_x ، کاتالیزورها و نمک‌های آمونیاک تولید رسوبات با گرد و غبار ریز می‌کند. علاوه بر آن وانادیوم پنتا اکسید منجر به افزایش واکنش‌پذیری کاتالیزورها، افزایش سرعت تغییر SO_2 به SO_3 و تشکیل اسیدسولفوریک که افزایش خوردگی را همراه دارد، می‌شود [15].

جدول ۱-۲: مقایسه هزینه در روش SCR با SNCR

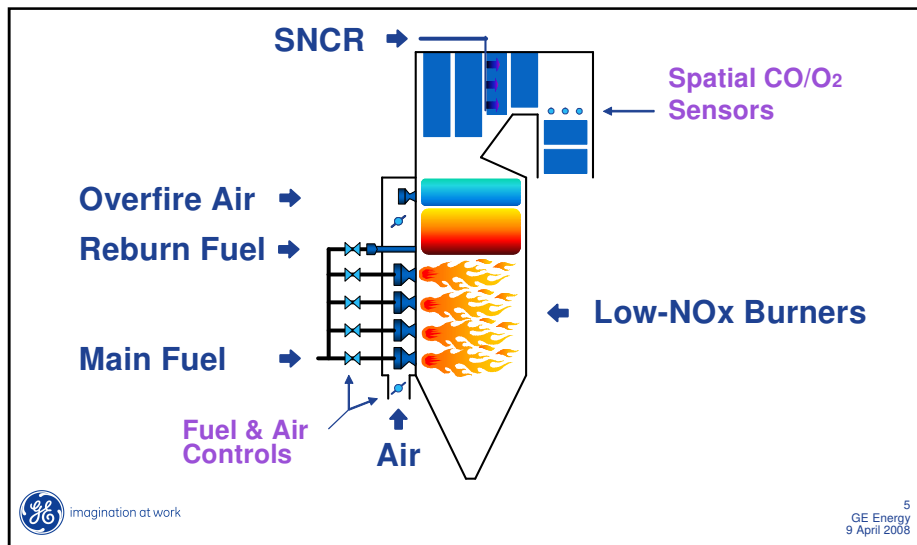
| SCR NH_4OH (25%) | SNCR NH_4OH (25%) | SNCR UREA (45%) | واحد | |
|-------------------------------------|--------------------------------------|--------------------|--------------------|---------------------------|
| | ۱۵ | | MT/h | ظرفیت زباله سوز |
| | ۷.۸ | | h/Day | زمان عملکرد |
| | ۴۰۰ | | Mg/Nm ³ | میزان NO_x درودی |
| ۷۰ | ۱۰۰ | ۲۰۰ | Mg/Nm ³ | NOX کاهش یافته |
| ۲۵ | --- | --- | Mbar | افت فشار |
| ۲۰ | --- | --- | °C | افزایش دما |
| ۲۵۰۰۰۰ | ۵۰۰۰۰ | ۲۰۰۰۰ | EUR | هزینه سرمایه گذاری |
| | ۱۵ | | سال | طول عمر طراحی |
| ۲۵۰۰۰ | ۵۰۰۰ | ۲۰۰۰ | EUR/Day | هزینه سالانه |
| ۶ | ۱۶.۵ | --- | EUR/h | محلول آمونیاک |
| --- | --- | ۱۱.۳ | EUR/h | محلول اوره |
| --- | --- | ۰.۵۸ | EUR/h | فرآیند آب |
| ۶.۷ | ۰.۱۵ | ۰.۱۵ | EUR/h | انرژی الکتریکی |
| ۳۸ | --- | --- | EUR/h | گاز طبیعی |
| --- | ۲ | ۲ | EUR/h | هوای فشرده |
| ۵۰.۷ | ۱۸.۶۵ | ۱۴.۰۳ | EUR/h | هزینه عملیاتی در ساعت |

برخلاف آنچه تصور می‌شود که نمک آمونیاک از ذرات NH_3 در فرآیند SNCR در واحد زباله‌سوز شهری تشکیل می‌شود، اگر سیستم صحیح نصب شده باشد، این اتفاق نمی‌افتد. در اسکروورها تقریباً به طور کامل آمونیاک جذب می‌شود و در دفع محصول از دودکش اثر می‌گذارد. GMVA گزارش کرده تنها



$5\text{Mg}/\text{Nm}^3$ آمونیوم باعث تشکیل هیدروژن سولفات می‌شود، که منجر به گرفتگی و آسیب رساندن به صفحات مبدل حرارتی می‌شود بنابراین قابلیت استفاده کمتر می‌شود. این در حالی است که در روش SNCR این مشکل تاثیری بر قابلیت استفاده از زباله‌سوز نمی‌گذارد [15].


از نقطه نظر زیست محیطی تولید NO_x و CO_2 با انرژی اضافی ورودی قابل چشم‌پوشی نیست. روش SCR فقط در حدود $30\text{ Mg}/\text{Nm}^3$ بیشتر از روش SNCR که بدون تجهیزات اضافی مانند لایه‌های کاتالیستی کار می‌کند NO_x را کاهش می‌دهد. از طرف دیگر CO_2 تولید شده در روش SCR به محیط وارد می‌شود و انرژی الکتریکی برای کار دمنده‌ها نیاز می‌باشد. و گاز طبیعی برای پیش گرم کردن جریان گاز ورودی. بنابراین برای افزایش کم کاهش NO_x انرژی بیشتری باید مصرف کنیم. در شکل ۷-۱ شماتیکی از یک سیستم ترکیبی که از چندین روش جهت کاهش NO_x استفاده می‌کند نشان داده شده است.



شکل ۷-۱: شماتیکی از یک سیستم ترکیبی برای حذف NO_x [15]

در شکل ۸-۱ چندین روش کاهش NO_x از لحاظ راندمان مقایسه شده است.



| NOx Control Technologies | LNB | OFA | Reburning | SNCR | SCR |
|---|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|
| Components Involved | | | | | |
| Replace or Modify burners | X | | | | |
| Staged Air Injection | | X | X | | |
| Staged Fuel Injection | | | X | | |
| Nitrogen Agent Injection | | | | X | X |
| Catalyst Reactor | | | | | X |
| Nominal NOx Reduction | 30-50% | 20-30% | 50-60% | 15-35% | 80-90% |
| <small>LNB – Low-NOx Burners OFA – Overfire Air SNCR – Selective Non-Catalytic Reduction SCR – Selective Catalytic Reduction</small> | | | | | |
|  <small>imagination at work</small> <small>4 GE Energy 9 April 2008</small> | | | | | |

شکل ۸-۱: مقایسه راندمان روش‌های مختلف کاهش NO_x [16]

روش‌های LNB، OFA و Reburning، روش‌های دیگر کاهش NO_x هستند که در اینجا فقط به ذکر نام آنها اکتفا می‌کنیم.

فصل دوم : مروری بر مطالب

گذشته



در این قسمت مطالعاتی که قبلا در مورد SNCR انجام شده است ارائه شده است. در فرآیند SNCR پارامترهای دمای بهینه، سطح اکسیژن و زمان اقامت بسیار مهم و تاثیر گذار هستند. میزان اختلاط بین معرف و جریان گاز در روش SNCR بسیار مهم است. همچنین در یک محدوده دمایی مناسب، باید زمان اقامت نیز کافی باشد [16]. این فصل شامل دو بخش کلی کاهش NO_x با تزریق آمونیاک (Thermal DeNO_x Processes) و فرایند کاهش NO_x با تزریق اوره (NO_x Out Processes) می باشد.

۱-۲ فرآیند کاهش NO_x با تزریق آمونیاک (Thermal DeNO_x Processes)

فرایند حذف موثر NO_x از گازهای احتراق به وسیله تزریق آمونیاک (NH_3) توسط آقای لیون^۱ کشف شد که آن را عملیات حرارتی DeNO_x نامید [7].

۱-۱-۲ مدل سینتیک فرایند DeNO_x

جزئیات شیمیایی روند تزریق آمونیاک جهت کاهش NO_x از گازهای حاصل از احتراق در طول سالها توسعه و بهبود یافت. آقای لیون و بن^۲ یک مدل سینتیک شیمیایی ارائه کردند که شامل ۲۴ واکنش جهت کاهش NO_x بود [8]. آقایان سالیمان^۳ و هانسون^۴ یک مدل شیمیایی با ۴۹ واکنش جهت پیش بینی روند کاهش NO_x ارائه کردند [9].

دو واکنش اساسی کاهش NO با NH_3 تولید رادیکالهایی است که از واکنش OH با NH_3 در واکنش ۱-۲، ۲-۲ و ۳-۲ می باشد [9].



دو واکنش دیگر، NO را به طور مستقیم کاهش می دهد.

¹. Lyon

². Benn

³. Saliman

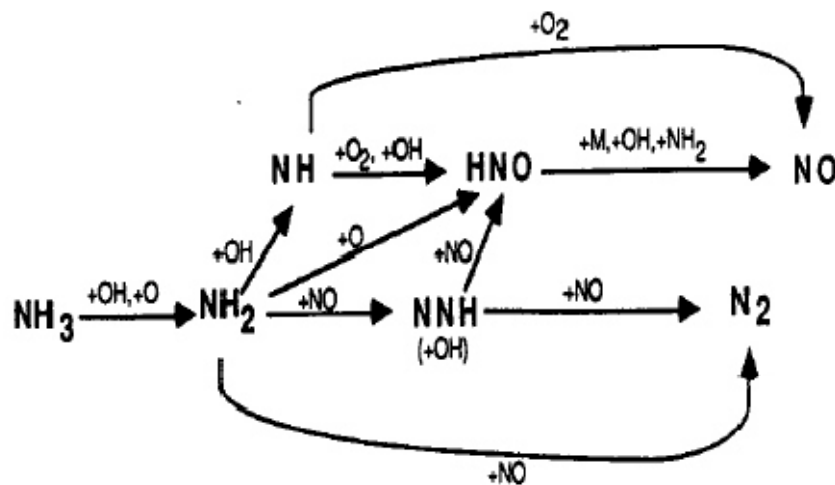
⁴. Hanson



در زنجیره واکنش‌های فرایند DeNOX واکنش ۱-۲ اساسی‌ترین واکنش می‌باشد زیرا که به طور مستقیم و غیر مستقیم بر محصولات تاثیر می‌گذارد [17]. مسیر زنجیره واکنش از واکنش‌های ۲-۲ یا ۳-۲ می‌گذرد [3]. محدوده دمایی ناحیه‌ی موثر کاهش NO_x با افزایش H₂ تغییراتی می‌کند [9].



در واکنش بالا OH در دمای پایین به اندازه کافی سریع تولید نمی‌شود. شکل ۱-۲: نمودار مسیر واکنش برای فرایند حرارتی DeNOX شماتیکی از ۷۳ واکنش که در مسیر اصلی واکنش به کار برده شده‌اند را نشان می‌دهد [9].

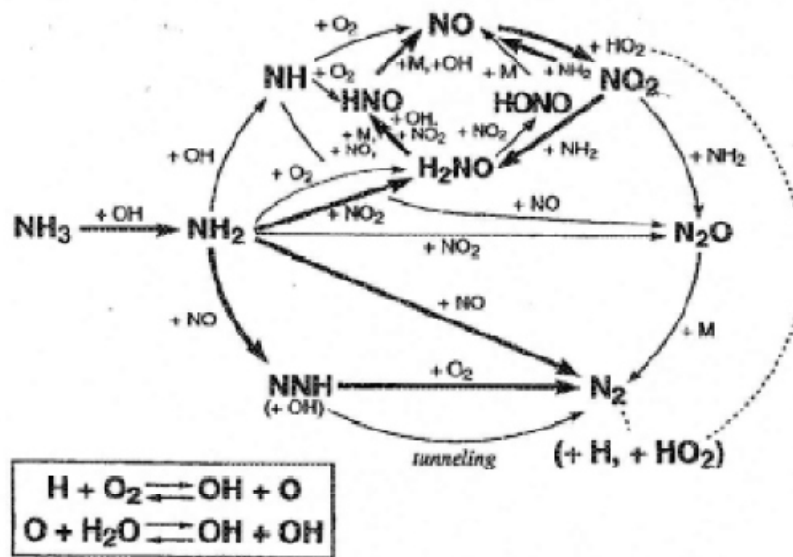
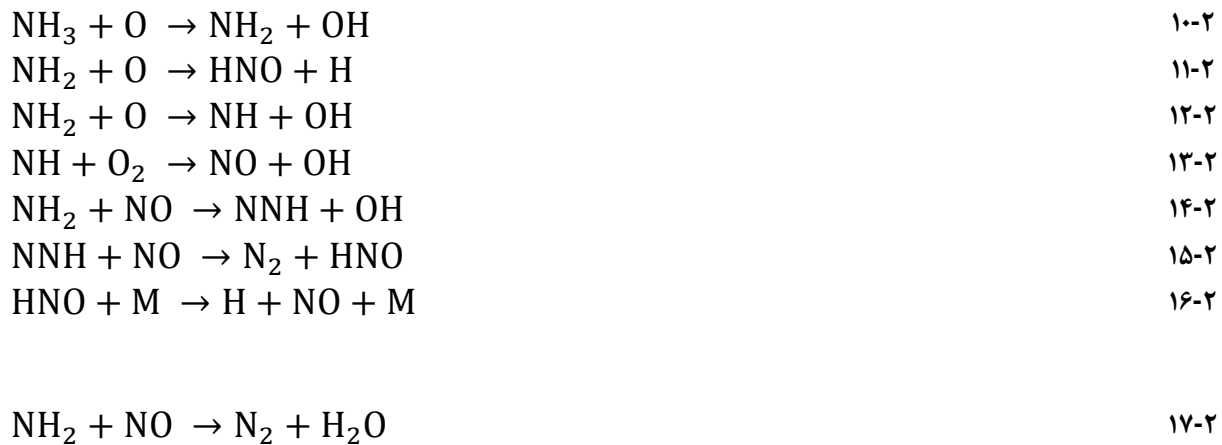


شکل ۱-۲: نمودار مسیر واکنش برای فرایند حرارتی DeNO_x [10]

میلر^۱ و بومان^۲ مدلی با ۸۲ واکنش را ارائه کردند. همچنین این بزرگواران چندین پارامتر کلیدی سینتیکی را نیز ارائه کردند [17].

^۱. Miller

^۲. Bowman



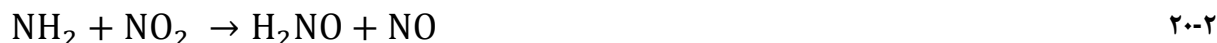
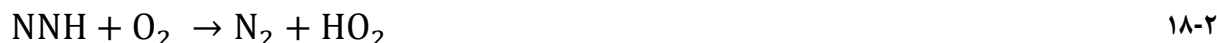
شکل ۲-۲: نمودار مسیر واکنش برای فرایند حرارتی DeNO_x ، (فلش‌های پررنگ نشان دهنده مسیرهای غالب است [18])

شکل ۲-۲ نمودار مسیر واکنش‌ها را برای فرایند DeNO_x را نشان می‌دهد [11]. ابتدا NH_3 از طریق واکنش با OH (واکنش ۱-۲) به NH_2 تبدیل می‌شود. اما همچنین در صورت وجود بخار آب، آمونیاک با اتم اکسیژن واکنش می‌دهد (واکنش ۱۰-۲) و HNO و NH با واکنش‌های ۱۱-۲ و ۱۲-۲ به عنوان محصولات واکنش NH_2 با O تولید می‌شوند. رادیکال‌های OH و O باعث ادامه تبدیل NH_3 به NH_2 می‌شوند که بایستی توسط واکنش NH_2 با NO مجدداً تولید شوند. این تولید مجدد نیازمند واکنش-



های ۱۴-۲، ۱۵-۲ و ۱۶-۲ می‌باشد. در مقایسه نتایج مکانیزم‌های قبلی، نتایج این مکانیزم به داده‌های تجربی نزدیکتر بود [9].

از مقایسه بین این مکانیزم با مکانیزم‌های ارائه شده توسط آقای گلاربورگ^۱ و همکارانش [12] یا کجاگارد^۲ و همکارانش [11] چند تفاوت دیده می‌شود.



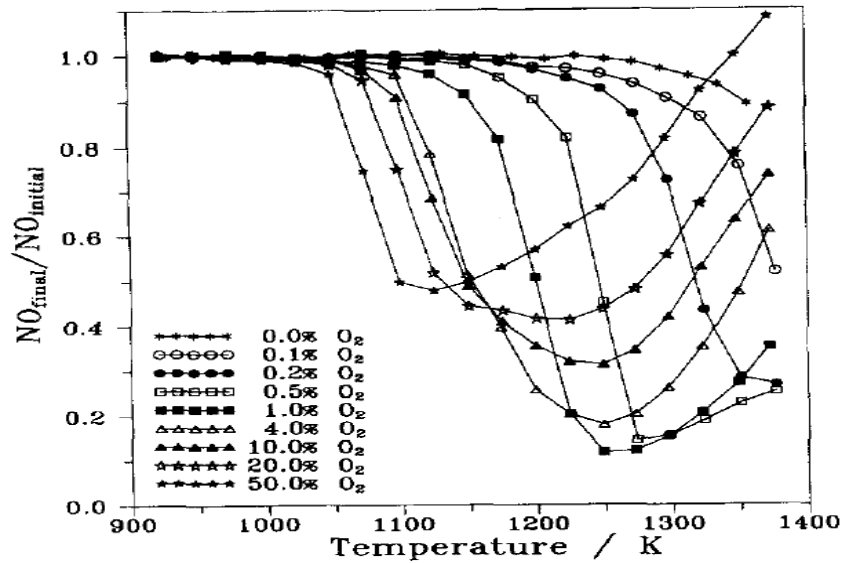
در این مکانیزم NO_2 به عنوان یک محصول میانی از اهمیت بیشتری در مقایسه با مکانیزم ارائه شده توسط میلر و بومن برخوردار است. NO_2 این امکان را می‌دهد تا NNH یک عمر کوتاهی پیدا کند. که این برای داشتن یک واکنش سریع بین NNH و اکسیژن در واکنش ۱-۲ بسیار ضروری است [11][9]. مقدار زیاد NNH برای واکنش ۱-۲ منجر به تشکیل سریع NO_2 توسط واکنش ۲-۲ می‌شود [3].

۲-۱-۲ تأثیر غلظت اکسیژن

میلر و بومن به ضرورت وجود اکسیژن اضافی در فرآیند DeNO_x به منظور اجرای صحیح این فرایند اشاره کردند [9]. جهت کاهش NO_x به وسیله NH_3 حضور اکسیژن الزامی است [4]. زمانی که غلظت اکسیژن افزایش یابد مرز روند کاهش NO_x به سمت دمای کمتر پیش می‌رود. گستره دامنه درجه حرارت افزایش می‌یابد ولی پتانسیل کاهش NO کم می‌شود [4].

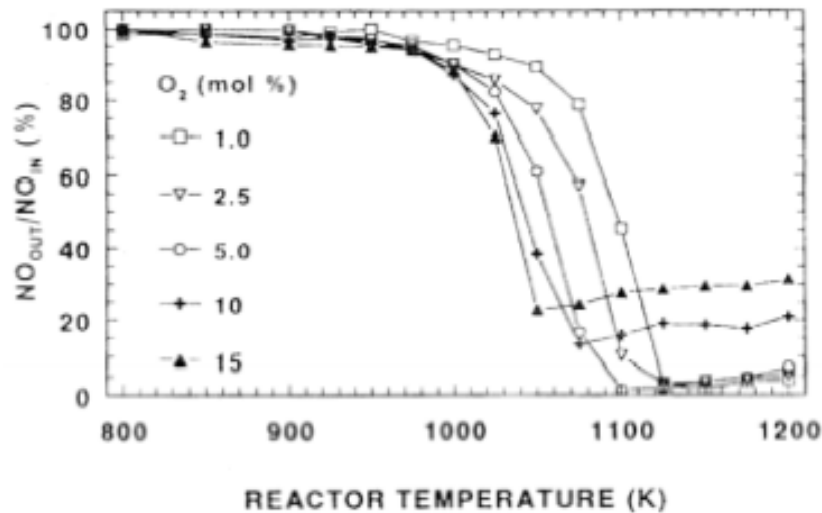
¹. Glarborg

². Kjaergaard



شکل ۲-۳: اثر غلظت اکسیژن بر کاهش NO_x [11]

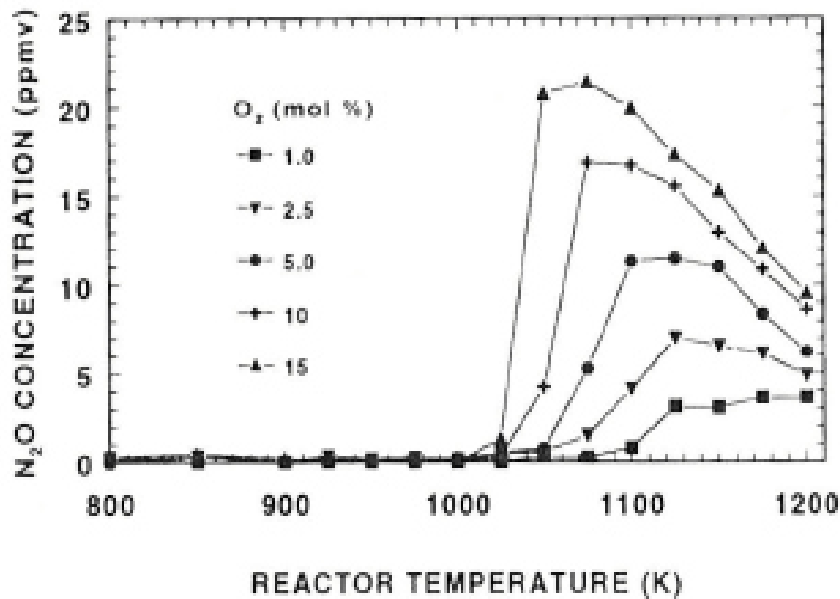
شکل ۲-۳ نشان می‌دهد برای غلظت‌های بالای اکسیژن، NO کمتری، اما در دمای پایین‌تر کاهش می‌یابد. همچنین افزایش غلظت اکسیژن، میزان آمونیاک در خروج را به حداقل می‌رساند ولی N₂O را افزایش می‌دهد [10].



شکل ۲-۴: درصد NO حذف شده در دما و غلظت اکسیژن متفاوت [11]

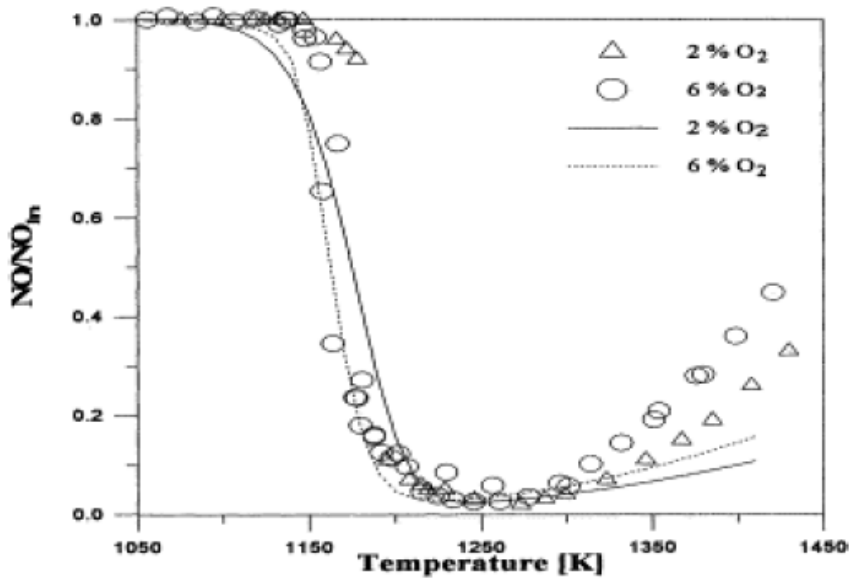


شکل ۲-۵ نمایشی از وابستگی میزان کاهش NO_x به دما در غلظت‌های متفاوت اکسیژن می‌باشد [10]. زمانیکه سطح اکسیژن افزایش می‌یابد محدوده دمایی کاهش NO گسترده تر می‌شود اما پتانسیل کاهش NO نیز کم می‌شود. شکل ۲-۵ نمایانگر این مطلب می‌باشد [11]. همچنین با افزایش غلظت اکسیژن، اثر فشار بر دمای شروع کاهش NO_x کاهش می‌یابد [11]. اگر غلظت اکسیژن کاهش یابد، محدوده دمایی کاهش NO_x به طور قابل ملاحظه‌ای بالاتر می‌رود [18].



شکل ۲-۵: مقدار N_2O اندازه گیری شده در دمای متفاوت [12]

دمایی که در آن کاهش NO_x شروع می‌شود به تغییرات غلظت اکسیژن بسیار حساس است (شکل ۲-۶) [18]. افزایش غلظت اکسیژن پروفیل دمایی کاهش NO را به سمت دمای کمتر پیش می‌برد اما بر بیشترین دمایی که در آن کاهش NO_x اتفاق می‌افتد بی‌تاثیر است [13].



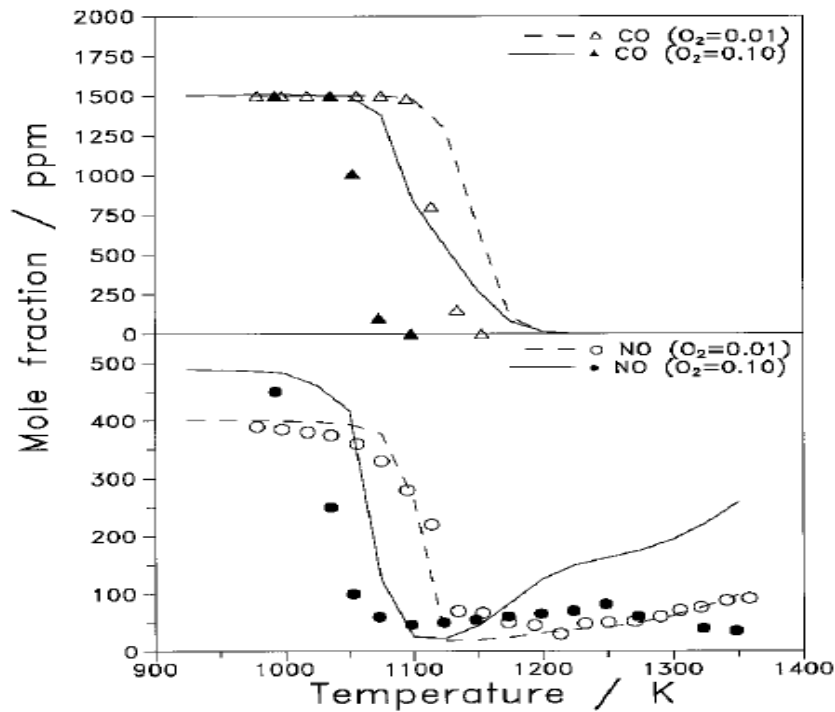
شکل ۲-۶: نمودار حذف شده بر حسب دما با غلظت اکسیژن متفاوت در فشار جزئی بالا با شرایط:

$[19] \text{NH}_3 = 1800 \text{ PPM}, \text{NO} = 1400 \text{ PPM}$

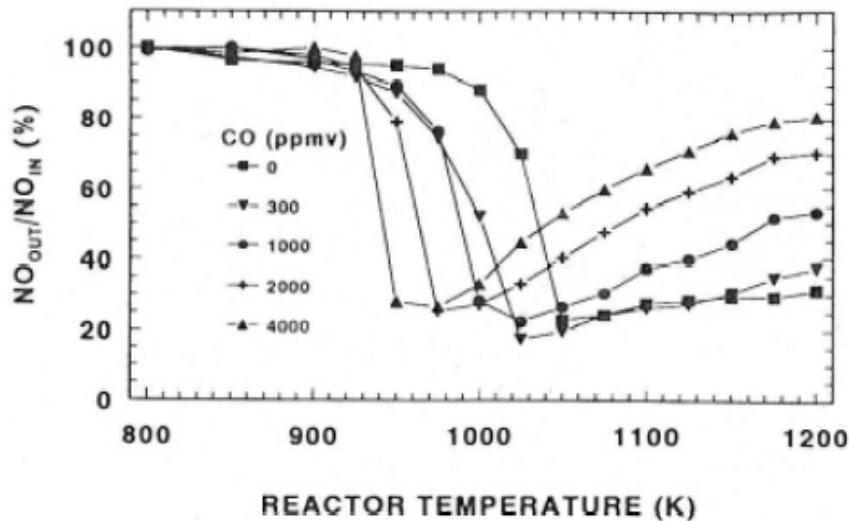
۳-۱-۲ تاثیر غلظت منواکسید کربن (CO)

دیل^۱ و سوا^۲ اثبات کردند وقتی غلظت CO بالاتر از NO اولیه باشد، در دمای بالای 1010°C کاهش NO کمتری صورت می‌گیرد. در حالی که در دماهای پایین می‌تواند باعث کاهش خوب NO و همچنین رساندن میزان NH_3 خروجی کمتر از ۵ PPM شود [19]. بنابراین CO در درجه حرارت‌های پایین بسیار تاثیر گذار است. اما در موارد دیگر میزان کاهش NO اولیه به غلظت CO اولیه وابستگی کمتری دارد.

¹. Dill
². Sowa



شکل ۲-۷: اثر غلظت CO ورودی، سطح اکسیژن و دما بر روی غلظت NO و NH₃ خروجی در فشار بالا (10Bar) [12]

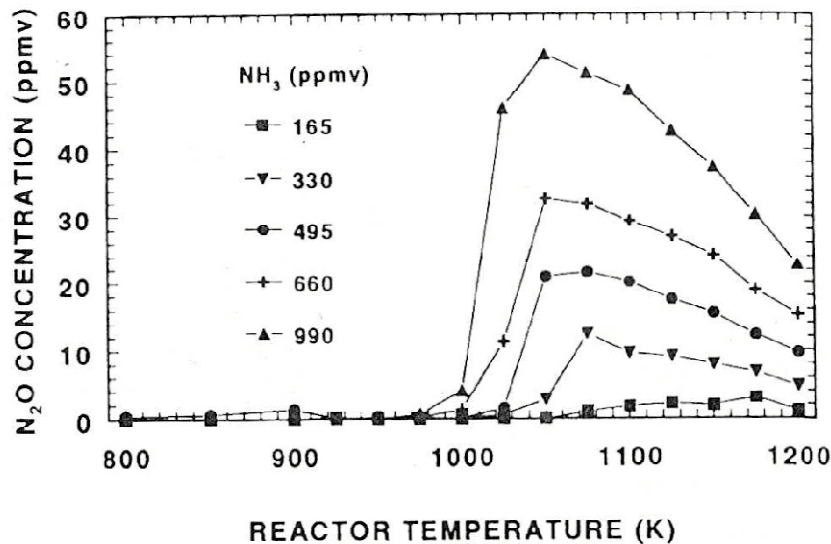


شکل ۲-۸: نمودار حذف شده بر حسب دما، در غلظت CO متفاوت [11]

به علت ارتباط بین CO و اجزای رادیکال گونه شامل H، OH و O نتایج CO باقی مانده تا حد زیادی متفاوت از نتایج پیش بینی شده است [19].



در دماهای بالاتر از بیشترین دمای کاهش NO، غلظت بالاتر CO باعث کاهش کمتر NO می‌شود [10]. اضافه کردن CO محدوده دمایی کاهش NO را همانطور که در شکل ۲-۷ نشان داده شده است کاهش می‌دهد [11]. شکل ۲-۸ نشان می‌دهد NO حذف شده تابعی از دمای واکنش برای ۵ غلظت متفاوت CO در شرایط ۱۵ درصد اکسیژن می‌باشد [10]. برای غلظت‌های بالای CO، دمای بیشترین حذف NO کاهش می‌یابد. افزایش غلظت اولیه CO نه تنها محدوده دمایی کاهش NO را به زیر ۱۰۰۰ درجه کلوین کاهش می‌دهد بلکه باعث کمتر شدن گستره محدوده دمایی کاهش NO نیز می‌شود [11]. در غلظت‌های بالاتر CO، منواکسید کربن اثری معکوس بر روی گستره دمایی کاهش NO می‌گذارد [11].

شکل ۲-۹: غلظت N₂O اندازه‌گیری شده بر حسب دما [11]

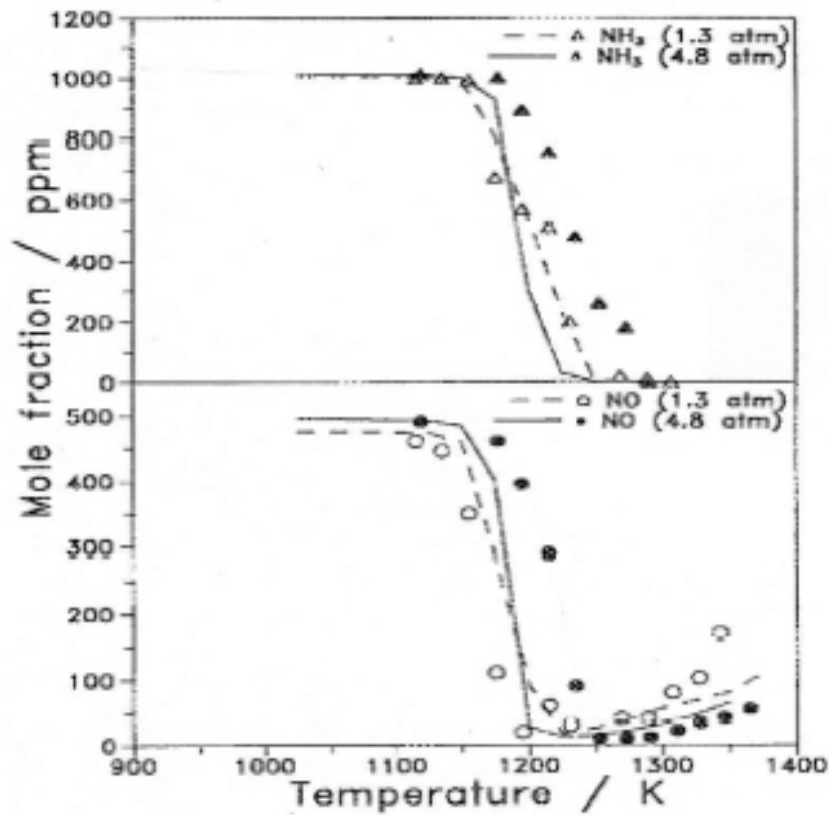
۴-۱-۲ تشکیل N₂O و NO₂

شکل ۲-۹ نشان می‌دهد که غلظت N₂O اندازه‌گیری شده تابعی از دمای واکنش است [10]. زمانی که NH₃ ورودی افزایش یابد غلظت N₂O تشکیل شده بیشتر خواهد شد [10]. در دماهای بالا و اکسیژن کمتر مقدار NO₂ بیشتری مشاهده خواهد شد. این در حالی است که در دماهای پایین و اکسیژن زیاد NO₂ بسیار زیاد است [4]. فرایند تزریق آمونیاک تاثیر قابل توجهی در تشکیل NO₂ در شرایط ۵۱۵ KPa دارد [20]. میزان NO₂ تولید شده در فشارهای بالا تقریباً ۴ تا ۶ برار NO₂ تولید شده در فشارهای پایین است.



۵-۱-۲ اثرات فشار

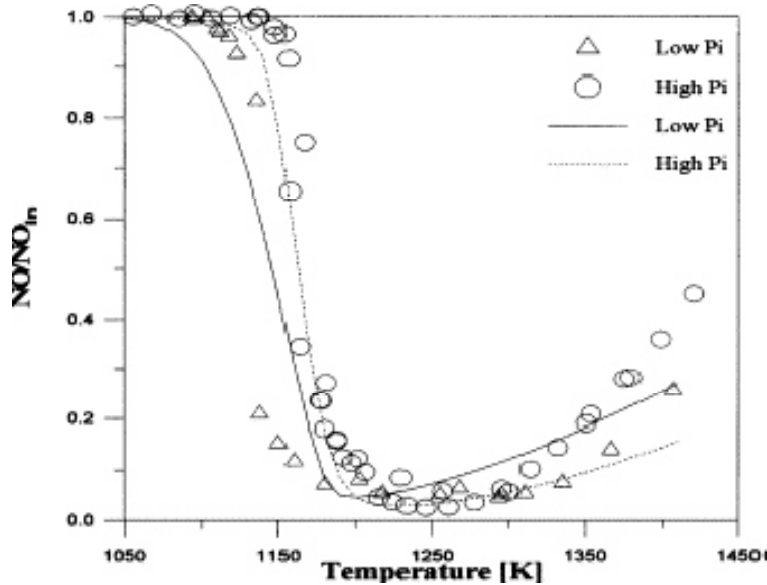
فشارهای جزئی بالا در فرایند حرارتی DeNO_x تاثیر قابل توجهی بر عملکرد درست این فرایند دارد. همانطور که در شکل ۱۰-۲ نشان داده شده است، بالا بردن فشار تاثیر معکوس بر روی پتانسیل کاهش NO، دارد [4].



شکل ۱۰-۲: اثرات فشار و دما بر روی غلظت NH_3 و NO خروجی [5]

در فشارهای پایین، NO به طور قابل ملاحظه‌ای در مقایسه با فشارهای بالا بیشتر کاهش می‌یابد [20]. تغییرات فشار از ۱ تا ۱۰ بار گستره دمایی کاهش NO را تا ۱۰۰ درجه کم می‌کند [12]. تاثیرات فشار در غلظت‌های پایین اکسیژن بسیار بارزتر است [12].

افزایش فشار جزئی، باعث کاهش محدوده دمایی کاهش NO می‌شود و پروفیل دمایی محدوده کاهش NO را به مقدار کمی به سمت درجه حرارت بالاتر سوق می‌دهد [13].



شکل ۱۱-۲: تاثیر فشار جزئی بر کاهش NO_x (خطوط، نتایج نظری و علائم، نتایج تجربی هستند). [13]

همانطور که در شکل ۱۱-۲ نشان داده شده است با افزایش فشار جزئی اکسیژن، NO کمتری کاهش یافته است [13].

۶-۱-۲ اثرات نسبت NSR^1

NSR نسبت غلظت ماده احیاکننده به غلظت NO اولیه است. این بدین معنی است که NSR برای فرایند حرارتی DeNO_x به صورت نسبت مولی NH_3 تزریق شده به NO_x ورودی می باشد.

این نسبت تاثیر بسیار مهم خود را بر راندمان کاهش NO_x می گذارد. اگر NSR افزایش یابد کاهش NO_x در دمای بهینه افزایش می یابد ولی میزان NH_3 در خروجی نیز بالا می رود.

¹. Normalized Stoichiometric Ratio



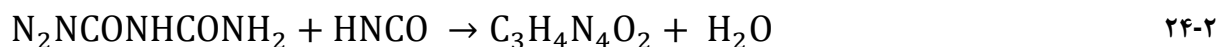
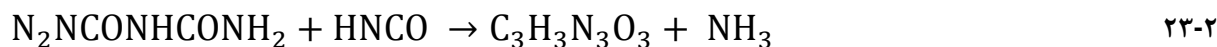
۲-۲ فرآیند تزریق اوره (NOXOut)

۱-۲-۲ تجزیه اوره

بر طبق هندبوک‌های مواد نقطه ذوب اوره 450°K می‌باشد. اسکا بر^۱ و همکارانش [21] بیان کردند که اوره در 413°K شروع به از دست دادن جرمش می‌کند و ۱۹ واکنش برای تجزیه حرارتی اوره با افزایش دما پیشنهاد کردند. ابتدا پودر اوره می‌تواند بخار شود و سپس H₂NCONHCONH₂ در دمای 425°K در اطراف آن تشکیل می‌شود. بایروت^۲ از واکنش ایزوسیانوریک اسید با اوره مطابق واکنش ۲-۲ تشکیل می‌شود:



در 448°K ، سیانوریک اسید ($\text{C}_3\text{H}_3\text{N}_3\text{O}_3$) و آملید ($\text{C}_3\text{H}_4\text{N}_4\text{O}_2$) بر طبق واکنش‌های زیر تشکیل می‌شوند [21]:



با محصولات HNCO و H₂O، که از واکنش ۲-۲ و ۲-۲۵ به دست آمده است. بعد از 700°K ، مطابق واکنش ۲-۲۶ HNCO مصرف شده و NH₃ و CO₂ تشکیل می‌شود.



فنگ^۳ و داکوستا^۴ [22] بر روی تجزیه حرارتی اوره مطالعه کردند. مخلوط اوره و بایروت در دمای 473°K پیدا شده بود. در دمای ۵۰۰ تا ۶۰۰ درجه کلورین جزء اصلی سیانوریک اسید است که به رنگ بژ کم رنگ است. اما آملمین و آملید که رنگ بژ تیره دارند جزء اصلی در محدوده دمایی ۶۰۰ تا ۷۰۰ درجه کلورین هستند.

1. Schber

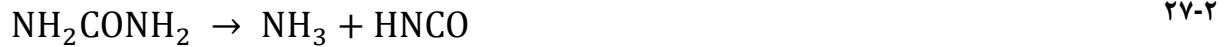
2. Biruet (H₂NCONHCONH₂)

3. Fang

4. Dacosta



NH_3 و HNCO محصولات تجزیه اوره خشک در شرایط خاص هستند [23]. به نظر می‌رسد واکنش ۲-۲۶ در 593°K اتفاق می‌افتد.



با این حال جودال^۱ و همکارانش برای دماهای بالا واکنش‌های دیگری پیشنهاد داده‌اند: NH_2 به جای NH_3 می‌تواند حذف شده باشد [24].



بیلباو^۲ حذف مستقیم رادیکال‌های NH_2 و H از اوره را پیشنهاد کرد. در صورت حضور آب اوره با آب واکنش می‌دهد [25].

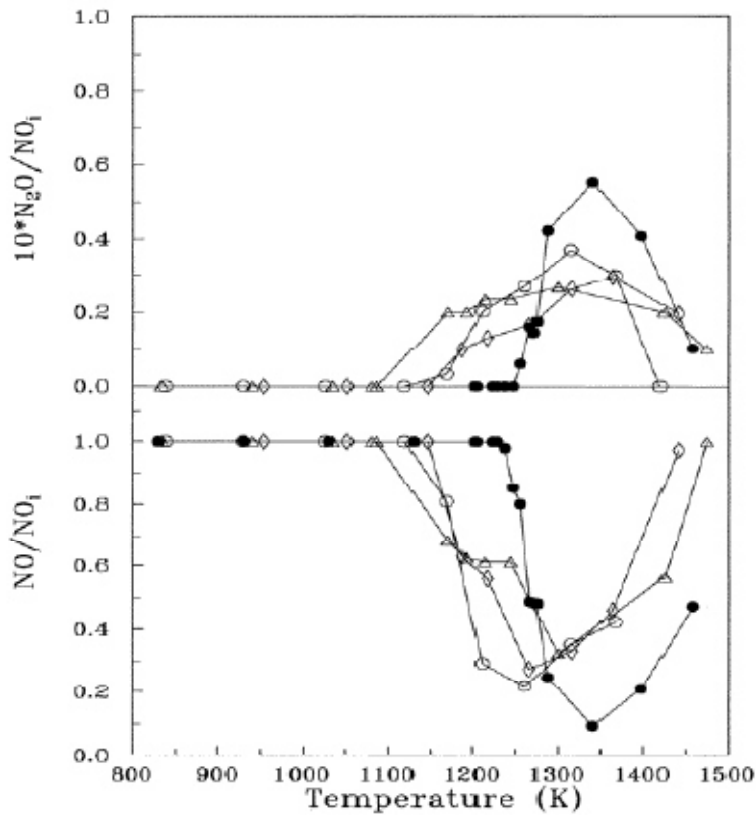


در نتایج آزمایشگاهی هنگامی که تجزیه حرارتی انجام شد، آمونیاک به دست آمده از مقدار نظری محاسبه شده کمتر بود [6].

۲-۲-۲ تاثیر غلظت اکسیژن

اگر غلظت اکسیژن کاهش یابد، NO بیشتری حذف می‌شود. و در کمترین غلظت اکسیژن همانطور که در شکل ۲-۱۲ مشاهده می‌شود بیشترین N_2O تولید می‌شود [25].

¹. Jodal
². Bilbao

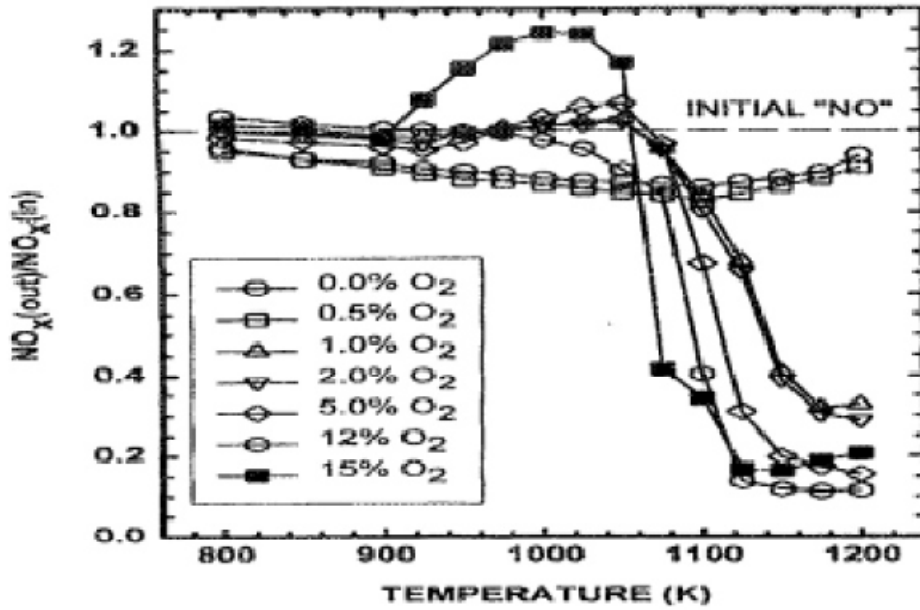


شکل ۲-۱۲: نمودار نتایج تجربی غلظت NO و N₂O بر حسب دما برای غلظت‌های متفاوت اکسیژن (دایره توپر، 5 درصد اکسیژن، مثلث، ۱ درصد اکسیژن، لوزی، ۴ درصد اکسیژن و دایره توخالی ۱۰ درصد اکسیژن) [26]

سایوتسا^۱ و کاتون^۲ یک آزمایش کامل با غلظت‌های متفاوت اکسیژن انجام دادند. در این آزمایش، بیشترین کاهش NO_x در غلظت اکسیژن بین ۵ تا ۱۵ درصد با محدوده دمایی ۱۱۰۰ تا ۱۲۰۰ درجه کلوین بدست آمد [26].

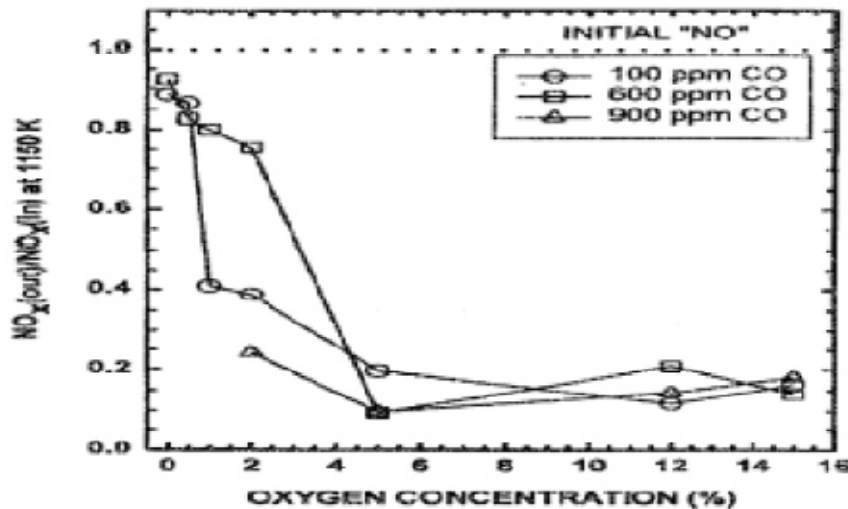
شکل ۲-۱۳ نشان می‌دهد که در غلظت اکسیژن از ۰ تا ۵ درصد بیشترین کاهش NO_x بسیار کم شده است (۵ تا ۲۰ درصد). زمانی که اکسیژن اولیه افزایش یابد، محدوده دمایی کاهش NO_x به سمت دمایی پایین‌تر میل می‌کند [26].

¹. Srivatsa
². Caton



شکل ۲-۱۳: نمودار حذف NO شده بر دمای واکنش برای ۷ مقدار متفاوت اکسیژن در 100 ppm کربن منواکسید و زمان اقامت 2.11 ثانیه [27]

نتنها افزایش غلظت اکسیژن بلکه افزایش محلول اوره نیز باعث افزایش کاهش NO می شود [6].



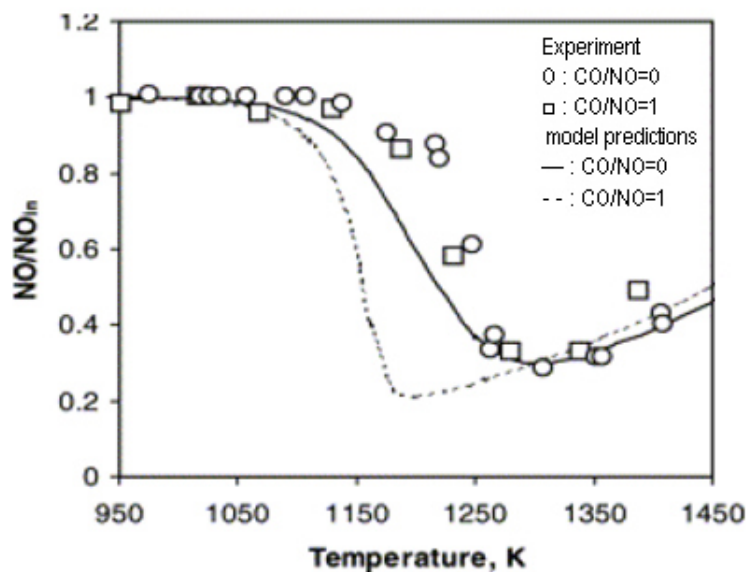
شکل ۲-۱۴: نمودار حذف NO_x بر حسب غلظت اکسیژن با غلظت های متفاوت منواکسید کربن [27]



۳-۲-۲ تاثیرات غلظت منواکسیدکربن (CO)

راجع به اثرات غلظت CO بر روی کاهش NO مطالعاتی انجام شده است [28][27][19]. حضور CO سبب افزایش نرخ تشکیل NH_2 و نرخ اکسیداسیون NH_3 به NO می‌شود [29]. حضور CO تحت شرایط کند مضر است ولی تحت شرایط سریع مفید است. زیرا میزان رادیکال‌ها را در دمای پایین افزایش می‌دهد [29]. شکل ۲-۱۴ نشان می‌دهد که اثرات CO واضح نیست و نمی‌توان از آن نتیجه‌ای گرفت [26].

روتا^۱ و همکارانش اثر اضافه کردن مقداری CO، فقط در کاهش کم دمای محدوده حذف NO بیان کردند [30]. شکل ۲-۱۵ این موضوع را نشان می‌دهد.



شکل ۲-۱۵: اثر نسبت CO به NO در حذف NO_x [30]

۴-۲-۲ تشکیل NO₂ و N₂O

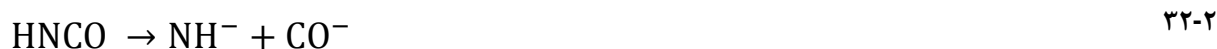
N_2O محصول اساسی بستر احتراق است که منجر به تخریب لایه اوزون می‌شود. بنابراین این گاز جزء گازهای گلخانه‌ای به‌شمار می‌آید. یک عامل نگران‌کننده و دغدغه امروزه بشر افزایش روز افزون N_2O است.

¹. Rota



حداکثر غلظت N_2O در نقاطی است که NO کمتری تشکیل شده باشد و بیشترین سطح N_2O در زمانی که غلظت اکسیژن کمترین باشد، به دست می آید [25].

مقدار N_2O تشکیل شده هنگامی که ماده احیا کننده اوره باشد در مقایسه با آمونیاک ۲ تا ۳ برابر بیشتر است [25]. مقدار N_2O بیشتر برای مواردی با تزریق اوره به دلیل وجود $HNCO$ که از تجزیه اوره به وجود آمده، است. پری^۱ و همکارانش [5] چگونگی تشکیل N_2O از $HNCO$ را مطابق واکنش‌های زیر پیشنهاد دادند:



ابتدا $HNCO$ از تجزیه اوره تشکیل می‌شود، سپس $HNCO$ به NH^- و CO^- تجزیه شده و در آخر واکنش بین NH^- و CO^- منجر به تشکیل N_2O می‌شود.

گلاربورگ^۲ و همکارانش [31] بیان کردند که رادیکال NCO از $HNCO$ المانی کلیدی برای کاهش NO مطابق واکنش‌های زیر می‌باشد و همچنین واکنش ۲-۳ تشکیل زیاد N_2O را از $HNCO$ ناشی از محلول اوره را نشان می‌دهد.



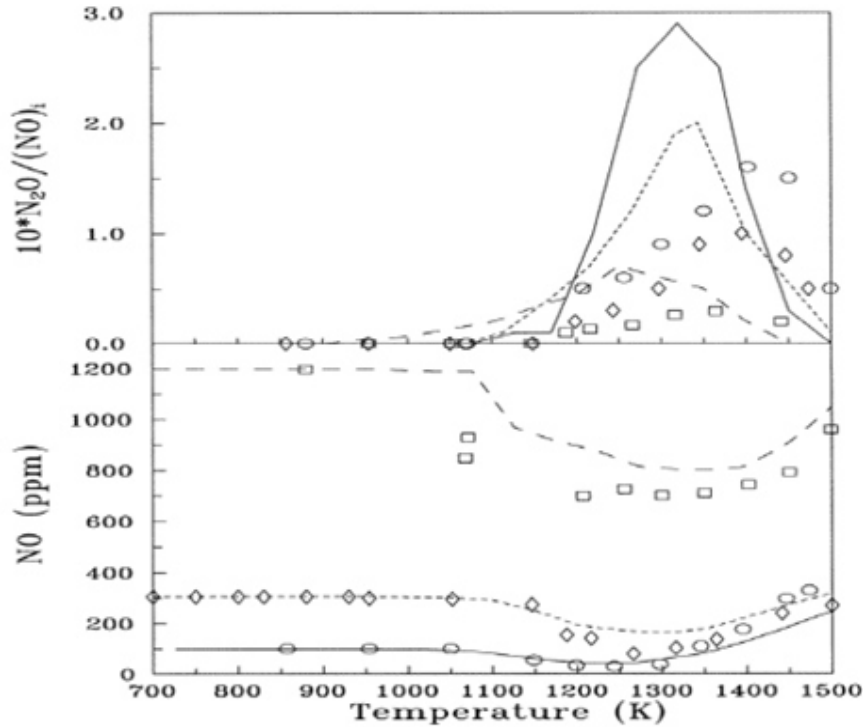
$HNCO$ تشکیل شده از تجزیه اوره با رادیکال OH واکنش می‌دهد، بنابراین رادیکال NCO از واکنش ۳۱-۲ تشکیل و سپس رادیکال NCO با NO واکنش می‌دهد، NO به N_2O ، N_2 ، CO و CO_2 تبدیل می‌شود [25].

¹. Perry

². Glarborg



Symbols denote experimental results, and lines model calculations. solid lines: 100 ppm NO, short-dashed lines: 300 ppm NO, long dashed lines: 1200 ppm NO (Inlet concentrations: 4% O₂, 150 ppm urea, 4% H₂O, N₂ to balance)



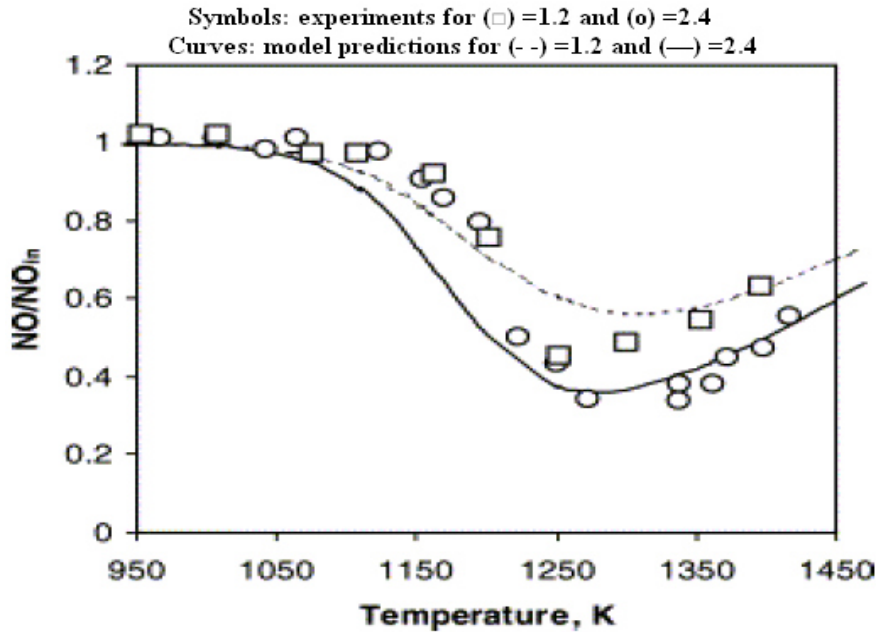
شکل ۲-۱۶: نتایج تجربی و نظری غلظت NO و N₂O در نسبت اوره به NO اولیه متفاوت [26]

شکل ۲-۱۶ تفاوت نتایج تجربی با نظری را در محاسبه غلظت NO و N₂O را در نسبت‌های NSR مختلف نشان می‌دهد [25].

۵-۲-۲ تاثیر نسبت NSR

روتا^۱ و همکارانش برای دو مقدار NSR یک آزمایش تجربی انجام دادند. افزایش NSR منجر به کاهش بهتر NO می‌شود. که در شکل ۲-۱۷ نشان داده شده است [25].

^۱. Rota



شکل ۲-۱۷: نتایج تجربی و نظری اثر NSR بر کاهش NO [26]

در آزمایش ایتایا^۱ و همکارانش در محلول اوره ۴۰ درصد وزنی، کاهش NO تقریباً ۱۰۰ درصد در دمای بالای ۱۱۷۳ درجه کلوین بود. اما در ۱۰ درصد وزنی محلول اوره، NO فقط ۴۰ درصد، در دمای بالاتر از ۱۲۷۳ °K کاهش یافت [6].

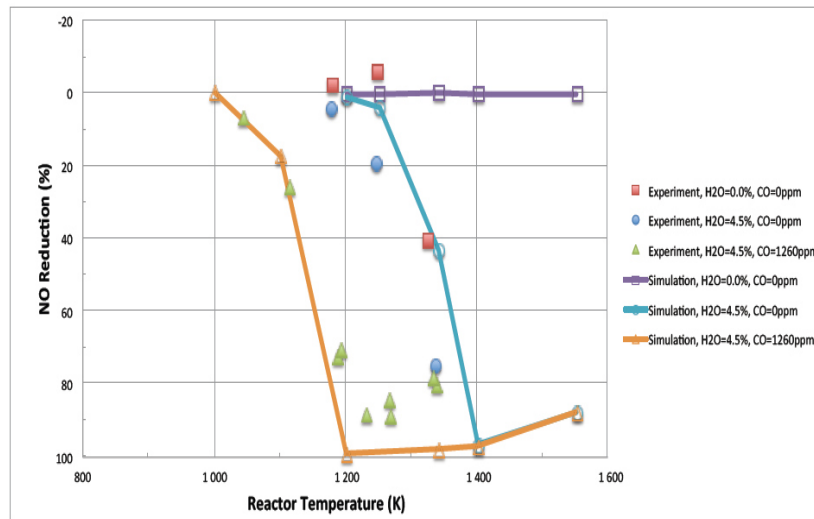
۳-۲ کاربرد روش‌های SNCR

در شرایطی که غلظت اکسیژن بسیار بالا و دما زیاد باشد استفاده از آمونیاک، نه تنها کاهش NO_x را باعث نمی‌شود، بلکه منجر به تولید NO_x هم می‌شود [32]. بورستروم^۲ و همکارانش مدل سینتیکی که شامل ۲۵ واکنش بود را برای شبیه‌سازی زباله‌سوز با تزریق سیانوریک اسید ارائه کردند [33].

نتایج این تحقیق نشان می‌دهد این مدل برای پیش‌بینی در شرایط اکسیژن زیاد و دمای بالاتر مناسب است. در همه‌ی شرایط نتایج تجربی بر شبیه‌سازی، غیر از حالتی که غلظت آب صفر است، منطبق است.

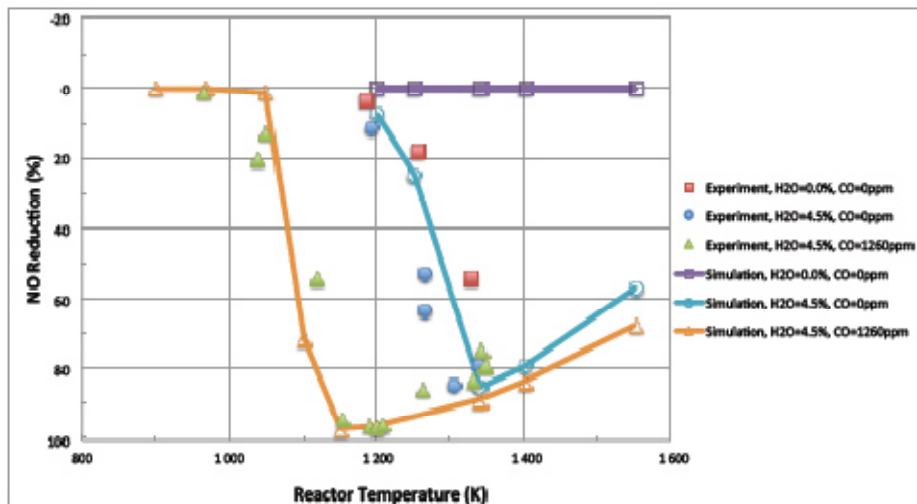
^۱. Itaya

^۲. Burstrom



شکل ۲-۱۸: نمودار حذف NO با استفاده از سیانوریک اسید برحسب دمای واکنش برای غلظت اکسیژن ۱.۹ درصد و NO اولیه 300 PPM [23]

نتایج تجربی ارائه شده در شکل فوق، نتایج تجربی کاتون وسایبرز در سال ۱۹۸۹ است [23]. شکل ۲-۱۸ میزان تفاوت بین نتایج تجربی و نتایج مدل شبیه‌سازی شده در غلظت‌ها متفاوت آب و CO نشان می‌دهد.



شکل ۲-۱۹: نمودار درصد حذف NO شده بر اثر تزریق اوره برحسب دما (غلظت اکسیژن ۱۲.۳ درصد و NO = 300 PPM) [34]



همانطور که در شکل ۲-۱۹ مشاهده می‌شود در ۱۲.۳ درصد O_2 میزان خطا تقریباً صفر است [33]. در این مدل در دماهای بالا اختلاف میزان H₂CO که به صورت تجربی بدست آمده با مقدار شبیه‌سازی شده زیاد است [33]. سیانوریک اسید برای دماهای بالاتر نسبت به اوره می‌تواند کاربردی‌تر باشد، ولی میزان کاهش NO_x آن نسبت به اوره کمتر است [34].

فصل سوم: معادلات حاکم



۱-۳ مقدمه

مدل سازی ریاضی عبارت است از کاربرد ریاضیات برای بیان رفتار سامانه های مختلف مهندسی بر اساس قوانین و اصول شناخته شده فیزیکی و شیمیایی. در چند دهه اخیر، با پیشرفت روش ها و فنون عددی و ظهور کامپیوترهای قوی به عنوان ابزار محاسباتی توانمند، حل مدل های ریاضی و شبیه سازی فرآیندهای مختلف به منظور شناخت رفتار سامانه ها توسعه قابل توجهی پیدا کرده است. بدیهی است از هیچ بررسی آزمایشگاهی نمی توان انتظار داشت تا چگونگی توزیع تمام متغیرها را روی تمام میدان اندازه بگیرد. شبیه سازی صحیح باعث کاهش تست های آزمایشگاهی شده و اجازه می دهد تا متغیرهای طراحی بیشتری مورد مطالعه قرار گیرد. این عامل کاهش هزینه را به دنبال خواهد داشت. علاوه بر این، در بسیاری از حالت ها مشکلات جدی اندازه گیری وجود داشته و وسایل اندازه گیری نیز عاری از خطا نمی باشند. بنابراین، حتی وقتی یک کار آزمایشگاهی انجام می شود، جهت تکمیل اطلاعات آزمایشگاهی بسیار با ارزش خواهد بود حل کامپیوتری همزمان با آن به دست آید [35].

نقطه شروع محاسبات در جریان های بدون احتراق حل معادلات ناویراستوکس می باشد. برای جریان های همراه با انتقال حرارت معادله انرژی اضافه می شود. تکمیل کننده این دسته از معادلات، معادلات بقاء، معادله حالت و مشخصات خواص سیال می باشند. برای گازهای ایده آل و واقعی این معادلات به دینامیک سیال و ترمودینامیک جریان مرتبط هستند. با اضافه نمودن شرایط مرزی و اولیه به این معادلات، تحلیل یک جریان غیراحتراقی به طور کامل قابل بررسی می باشد. جریان های احتراقی شامل آزاد شدن انرژی حرارتی در اثر تبدیل گونه های شیمیایی به یکدیگر می باشند. این خصوصیات جریان های احتراقی نیاز به مدل سازی فرایند احتراق و اضافه نمودن آنها به معادلات ناویراستوکس را دارند. در این فصل معادلات حاکم بر فاز گاز و مایع و مدل سازی جریان دو فازی شرح داده می شوند و سپس مدل سازی اغتشاشات بررسی می شود و در آخر به بیان تئوری SNCR می پردازیم.

۲-۳ فرضیات حاکم

در ابتدا بایستی فرضیات حاکم بر مسئله بیان گردد.

فرضیات کلی مسئله عبارتند از:



۱. زباله‌های جامد در محفظه احتراق اولیه به طور کامل سوخته‌اند [36].
 ۲. در محفظه ثانویه زباله‌ها فقط به صورت گاز وجود دارد [36].
 ۳. در لحظه تزریق بلافاصله اوره به آمونیاک و ایزوسیاناتوریک اسید تجزیه می‌شود [37].
 ۴. صرف‌نظر کردن از اثرات تشعشع به دلیل اثر ناچیز آن بر پروفیل دما [36].
- فرض سوم با توجه به تجزیه سریع اوره به آمونیاک و ایزوسیاناتوریک اسید در ۴۰۶ درجه سانتی‌گراد [37] و دمای ۸۵۰ درجه محفظه احتراق، فرضی منطقی می‌باشد.
- فرضیات اصلی حاکم بر معادلات فاز گاز (فاز پیوسته) عبارتند از:

۱. جریان پایدار است.
 ۲. از نوسانات چگالی صرف نظر شده است.
- و فرضیات حاکم بر قطره مایع (فاز گسسته) عبارتند از:

۱. قطرات سوخت کروی فرض می‌شوند.
۲. اندازه قطر ذرات یکسان می‌باشد [36].

به دلیل کوچک بودن قطر ذرات سوخت در هر لحظه دمای آن در تمامی نقاطش یکسان فرض می‌شود. فرآیند تبخیر فقط بعد از رسیدن دمای ذرات به دمای جوش صورت می‌پذیرد.

۳-۳ معادلات حاکم بر فاز گاز

معادلات حاکم بر فاز پیوسته عبارتند از معادلات بقاء جرم، اندازه حرکت، انرژی، گونه‌های شیمیایی، انرژی جنبشی اغتشاش و اتلاف آن می‌باشند. این معادلات در بخش‌های بعدی تشریح می‌شوند.

۱-۳-۳ معادله پیوستگی

معادله پیوستگی برای جریان لحظه‌ای و قابل تراکم به شرح زیر است [38]:

$$\frac{\partial \hat{\rho}}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho \hat{u}_j) = \hat{m}_v \quad 1-3$$



که در آن \hat{m}_v ، \hat{u}_j و \hat{p} به ترتیب بیانگر مقادیر لحظه ای متغیرهای \hat{m}_v ، u_j و p است. این قانون بیانگر این است که تفاضل شارهای ورودی و خروجی به حجم معینی از سیال، با مجموع نرخ تغییر چگالی سیال و نرخ جرم اضافه شده از تبخیر قطرات تزریق شده (\hat{m}_v)، در آن حجم، برابر می باشد.

۲-۳-۳ معادله اندازه حرکت

$$\frac{\partial(\hat{\rho}\hat{u}_j)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho\hat{u}_i\hat{u}_j) = \hat{S}_{ui} + \frac{\partial\hat{\sigma}_{ij}}{\partial x_j} \quad ۲-۳$$

که در آن

$$\hat{\sigma}_{ij} = \hat{p}S_{ij} - \mu\left[\frac{\partial\hat{u}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial\hat{u}_j}{\partial x_i}\right] + \frac{2}{3}\mu\frac{\partial\hat{u}_i}{\partial x_j}S_{ij} \quad ۳-۳$$

$$S_{ij} = \begin{cases} 0, & i \neq j \\ 1, & i = j \end{cases}$$

و جمله \hat{S}_{ui} شامل نیروی جرمی و مولفه های مقاومت در امتداد i می باشد. در رابطه ۲-۳ فشار گاز از قانون گاز ایده آل به صورت زیر محاسبه می گردد [38].

$$p = \sum_{K=1}^N \rho y_K R_K T \quad ۴-۳$$

در رابطه فوق N تعداد جزء در مخلوط فاز پیوسته می باشد.

۳-۳-۳ معادله دیفرانسیلی کلی بقاء

با مروری بر شکل معادلات پیوستگی، اندازه حرکت و سایر معادلات بقاء، می توان کلیه آن ها را به صورت زیر ارائه نمود [35].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\hat{\rho}\hat{\phi}) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\hat{\rho}\hat{u}_j\hat{\phi}) = \frac{\partial}{\partial x_j}\left[-\Gamma_\phi\frac{\partial\hat{\phi}}{\partial x_j}\right] + \hat{S}_\phi \quad ۵-۳$$



در معادلات فوق نماد (\wedge) مشخص کننده لحظه ای بدون متغیر است، ϕ متغیر وابسته است و $\frac{\partial}{\partial t}(\hat{\rho}\hat{\phi})$ بیانگر نرخ تغییرات زمانی، $\frac{\partial}{\partial x_j}(\hat{\rho}\hat{u}_j\hat{\phi})$ بیانگر گرادیان شار جابجایی، $\frac{\partial}{\partial x_j}\left[-\Gamma_\phi\frac{\partial\hat{\phi}}{\partial x_j}\right]$ بیانگر گرادیان شار پخش و \hat{K}_ϕ بیانگر تولید یا مصرف جمله چشمه یا چاه می باشند. همچنین Γ_ϕ ضریب انتشار بوده که به صورت زیر تعریف می شود [35].

$$\Gamma_\phi = \frac{\mu_e}{\sigma_\phi} \quad ۶-۳$$

که در آن μ_e لزجت مؤثر جریان مغشوش و σ_ϕ نسبت عدد پرانتل به عدد اشمیت برای هر یک از متغیرها می باشند.

۴-۳-۳ معادلات متوسط زمانی

معادلات بیان شده معادلات دقیق لحظه ای (وابسته به زمان) می باشند که در هر دو جریان آرام و متلاطم قابل استفاده می باشند. اگر امکان حل مستقیم این معادلات وجود داشت، تمام جزئیات حرکت متلاطم جریان به دست می آمد. اما غیرخطی بودن، مرتبط بودن و وجود جملاتی با مشتق مرتبه دوم در معادلات ناویراستوکس وابسته به زمان، حل تحلیلی آن ها را غیر ممکن می کند. از طرفی بکارگیری روش های عددی نیز مستلزم استفاده از شبکه بسیار ریز و تکرار حل معادلات در زمان های خیلی کم می باشد که ناشی از تغییرات کوچک در مقدار ϕ است. اما از آنجا که در بخش عمده ای از مسائل مهندسی، نوسانات ریز متغیرها مدنظر نبوده و مقادیر متوسط متغیرهای میدان کافی و مناسب است، بنابراین می توان توجه را به متوسط زمانی متغیرها معطوف نمود. با این انتخاب، دیگر به تکرار حل معادلات در زمان های بسیار نزدیک و متوالی، نیازی نبوده و بکارگیری شبکه بسیار ریز، ضروری نمی باشد. بنابر آنچه که به تجزیه رینولدز معروف است، کمیت های لحظه ای مانند سرعت ها، جرم مخصوص و فشار می توانند به مقادیر میانگین و نوسانی خود تجزیه شوند:

$$\hat{\phi} = \phi + \phi' \quad ۷-۳$$



با محاسبه متوسط زمانی کمیت ها و با در نظر گرفتن لازمه پایا بودن حرکت میانی، یعنی $\frac{\partial}{\partial t} = 0$ ، در نهایت معادلات ۱-۳، ۲-۳ و ۵-۳ به صورت زیر تبدیل خواهند شد.

• معادله پیوستگی

$$\frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_j + \overline{\rho' u'_j}) = 0 \quad 8-3$$

• معادله اندازه حرکت

$$(\rho u_j + \overline{\rho' u'_j}) \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u'_i u'_j + u_j \overline{\rho' u'_i} + \overline{\rho' u'_i u'_j}) = \frac{\partial \bar{\sigma}_{ij}}{\partial x_j} + S_{ui} \quad 9-3$$

که در آن:

$$\bar{\sigma}_{ij} = -p S_{ij} + \mu \left[\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right] - \frac{2}{3} \mu \frac{\partial u_i}{\partial x_j} S_{ij} - \frac{2}{3} \overline{\rho' \frac{\partial u'_i}{\partial x_j}} S_{ij} + \mu' \left[\frac{\partial u'_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u'_j}{\partial x_i} \right] \quad 10-3$$

• معادله دیفرانسیلی کلی بقاء

$$(\rho u_j + \overline{\rho' u'_j}) \frac{\partial \phi}{\partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u'_j \phi' + \overline{\rho' u'_j \phi'} + u_j \overline{\rho' \phi'}) = \frac{\partial J_{\phi,j}}{\partial x_j} + S_\phi \quad 11-3$$

در روابط فوق نماد (-) نشان دهنده میانگین زمانی می باشد. میانگین زمانی یک کمیت لحظه ای \hat{u} به صورت زیر تعریف می شود.

$$\bar{u} = \frac{1}{T} \int_0^T \hat{u} dt \quad 12-3$$

به سادگی ثابت می شود که میانگین زمانی یک کمیت نوسانی مانند u' مساوی صفر است.

$$\bar{u}' = \frac{1}{T} \int_0^T u' dt = 0 \quad 13-3$$



در معادله ۳-۱۱، شار پخشی ϕ در امتداد i است و می‌تواند به وسیله قانون فیک به صورت زیر بیان شود.

$$J_{\phi,j} = -\Gamma_{\phi,l} \frac{\partial \phi}{\partial x_j} \quad ۱۴-۳$$

معادلات ۳-۸ تا ۳-۱۱ متوسط زمانی همبستگی نوسانات متغیرها که با علامت (-) در بالای جملات آنها نشان داده شده، نیاز به مدل‌سازی ریاضی دارد. اغلب، برای سادگی از نوسانات جرم مخصوص در معادلات بقاء صرف‌نظر شده و معادلات ۳-۸، ۳-۹ و ۳-۱۱ به صورت زیر نوشته می‌شوند.

$$\frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_j) = 0 \quad ۱۵-۳$$

$$\frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_i u_j) = -\frac{\partial p}{\partial x_j} S_{ij} + \frac{\partial}{\partial x_j} \mu \left[\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right] + \frac{\partial}{\partial x_j} (-\rho \overline{u'_i u'_j}) \quad ۱۶-۳$$

$$\frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_j \phi) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\Gamma_{\phi} \frac{\partial \phi}{\partial x_j} \right] + \frac{\partial}{\partial x_j} (-\rho \overline{u'_j \phi'}) \quad ۱۷-۳$$

در معادله ۳-۱۶ جملات $\overline{u'_i u'_j}$ نشان‌دهنده ترابری اندازه حرکت به وسیله حرکت‌های متلاطم جریان است و جملات $-\rho \overline{u'_i u'_j}$ به عنوان «تنش‌های متلاطم» یا «تنش‌های رینولدز» شناخته می‌شوند. درحالی که جملات $-\rho \overline{u'_j \phi'}$ در معادله ۳-۱۷ که ترابری اسکالر ϕ را به وسیله حرکت اغتشاشی نشان می‌دهند، «شارهای متلاطم» نامیده می‌شوند.

معادلات ۳-۱۵ و ۳-۱۶ که از معادله پیوستگی و سه معادله اندازه حرکت تشکیل شده‌اند شامل چهار مجهول W و V و U و p می‌باشند. از طرفی معادله ۳-۱۶ حاوی ۶ مؤلفه تنش رینولدز $\overline{u'_i u'_j}$ است که مجهول هستند. بنابراین، معادلات ۳-۱۵ و ۳-۱۶ که در واقع معادلات حاکم بر میدان جریان می‌باشند را نمی‌توان حل کرد چرا که تعداد مجهولات بیش از تعداد معادلات است. لذا، لازم است تنش‌های رینولدز برحسب کمیت‌هایی که معلوم و یا قابل محاسبه می‌باشند، مدل‌سازی شوند تا امکان حل معادلات میدان جریان فراهم شود. این وظیفه بر عهده مدل‌های توربولانس است. مدل‌های توربولانس مختلفی با میزان پیچیدگی



و توانایی متفاوتی ارائه شده است. در بخش ۳-۴-۳ این فصل، به یکی از این مدل‌ها که در این پایان‌نامه استفاده شده، اشاره خواهیم کرد. همچنین شارهای متلاطم را می‌توان به صورت زیر مدل کرد [35].

$$-\overline{\rho u'_j \phi'} = \Gamma_{\phi,t} \frac{\partial \phi}{\partial x_j} \quad 18-3$$

که در این رابطه، $\Gamma_{\phi,t}$ ضریب تبادل مغشوش است.

۴-۳ معادلات حاکم بر فاز مایع

در بسیاری از فرایندهای احتراق عملی سوخت حالت جامد یا مایع دارد که در جریان احتراق ابتدا به حالت فاز گاز تبدیل شده و سپس می‌سوزد. مثال‌های احتراق سوخت مایع شامل آنچه در موتورهای جت هواپیما، موتورهای دیزل و کوره‌های سوخت مایع وجود دارد، می‌باشد. مثال‌های احتراق سوخت جامد شامل احتراق زغال سنگ، چوب، پلاستیک‌ها و زباله می‌باشد. طبیعتاً توجه اضافی به تغییر فاز و مرز فاز، منتهی به این نوع فرایندهای احتراق می‌شود که از آنها نسبت به فرایندهای احتراق در فاز گاز شناخت کمتری موجود است.

احتراق سوخته‌های مایع معمولاً به وسیله تزریق سوخت مایع از یک روزنه به داخل محیط احتراق فاز گاز انجام می‌شود. با انتقال گرما به قطره فشار بخار آن افزایش می‌یابد و بنابراین تبخیر مایع تزریق شده به داخل گاز را افزایش می‌دهد، تا افروزش فاز گاز شروع شود مهم است توجه شود که سرانجام بخار و نه خود مایع، می‌سوزد.

تعیین مسیر قطره مایع تزریق شده و سرعت آن از اهمیت خاصی برخوردار است. رفتار قطرات مایع از طریق دما، جرم، موقعیت، سرعت اولیه و بالانس نیروهای خارجی مانند نیروهایی که از طرف سیال وارد می‌شود قابل ارزیابی است. مسیر حرکت قطره مایع در محفظه احتراق به وسیله حل کردن روابط حرکت قطره قابل حصول می‌باشد. برای تحلیل ریاضی رفتار قطره مایع (فاز گسسته) دو روش اویلر و لاگرانژ وجود دارد.

در روش اویلری، معادلات برای کل شبکه حل می‌شود. (در تمام گره‌ها محاسبات انجام می‌شود). به عنوان مثال در روش اویلری برای سادگی در حل، یک غلظت تعیین می‌گردد و برای تمام گره‌ها این غلظت محاسبه می‌شود. اما در روش لاگرانژی یک حجم کنترل (که ذرات هستند) دنبال می‌شود. در روش لاگرانژی ذرات سیال به طور انفرادی تحلیل می‌شوند. در این روش یک ذره تعقیب می‌شود و تغییرات



سرعت، چگالی و سایر ویژگی های آن ذره نسبت به زمان مطالعه می شود. روش لاگرانژی در مقایسه با روش اویلری، به دلیل سادگی فرموله کردن معادلات فاز پراکنده و نیاز به حافظه و تلاش محاسباتی کمتر، ارجحیت دارد. در این تحقیق برای فاز گاز (فاز پیوسته)، از روش اویلری و برای قطره مایع (فاز گسسته) از سیستم لاگرانژی استفاده شده است.

۳-۴-۱ معادلات اندازه حرکت قطره مایع (فاز گسسته)

با توجه به تاثیر گذار بودن فاز پیوسته (فاز گاز) بر مسیر حرکت قطرات مایع (فاز ناپیوسته)، کوپل شدن فاز پیوسته با فاز گسسته بسیار مهم می باشد. محاسبه خط مسیر فاز گسسته با استفاده از فرمولبندی لاگرانژی که شامل نیروهای اینرسی، درگ و ثقلی می باشد، میسر است.

معادلات اندازه حرکت، از موازنه نیروهای خارجی وارده بر قطره، یعنی نیروی وزن، نیروی درگ و نیروی گریز از مرکز به صورت زیر بیان می شود [39].

$$\frac{du_{p,i}}{dt} = -F_D(u_{p,i} - u_{f,i}) + \frac{g_{X_i}(\rho_p - \rho_f)}{\rho_p} + F_{X_i} \quad 19-3$$

که در آن u_f سرعت متوسط محوری گاز، u_p سرعت متوسط محوری قطره سوخت و F_{X_i} نیروهای دیگر می باشند. عبارت $F_D(u_p - u_f)$ نیروی درگ بر واحد جرم است که F_D از رابطه زیر تعیین می شود.

$$F_D = \left(\frac{18\mu}{\rho_p d_p^2} \right) \left(\frac{C_D \text{Re}}{24} \right) \quad 20-3$$

در رابطه ۲۰-۳، μ لزجت گاز، ρ_p چگالی قطره و d_p قطر قطره می باشند. C_D و Re نیز به ترتیب ضریب درگ و عدد رینولدز محلی می باشند که به ترتیب از روابط ۲۱-۳ و ۲۲-۳ بدست می آیند.

$$C_D = 27 \text{Re}^{-0.84} \quad 21-3$$

$$\text{Re} = \rho_p d_p \frac{|u_p - u_f|}{\mu} \quad 22-3$$



۲-۴-۳ معادله بقای انرژی حاکم بر قطره مایع

فرض شده است فاز دوم به صورت ذرات کروی (قطرات) در فاز گاز پراکنده شده است. در سیستم لاگرانژی، معادلات تغییر مکان و تغییر سرعت هر گروه i از قطرات به صورت زیر می‌باشد [40].

$$\frac{d\vec{X}_{di}}{dt} = \vec{U}_{di} \quad 23-3$$

$$m \frac{d\vec{X}_{di}}{dt} = \frac{\pi}{8} D_d^2 \rho_d C_d (\vec{U}_d - \vec{U}_F) \left| \vec{U}_d - \vec{U}_F \right| + m_i \vec{g} \frac{(\rho_d - \rho)}{\rho_d} + \vec{F} \quad 24-3$$

که در آن m جرم قطره، U_F سرعت گاز، U_d سرعت قطره، D_d قطر قطره، ρ چگالی سوخت، g شتاب ثقل، F نیروی گریز از مرکز حاصل از حرکت چرخشی قطره و C_D ضریب درگ است.

دمای قطره (T_d) که با ورود به محفظه احتراق در اثر انتقال حرارت جابجایی و تابشی گرم می‌شود، از رابطه زیر به دست می‌آید.

$$m_d C_p \frac{dT_d}{dt} = h A_d (T_\infty - T_d) + E_d A_d \sigma (T_R^4 - T_d^4) \quad 25-3$$

که در آن m_d جرم قطره (kg)، C_p گرمای ویژه قطره ($J/Kg.K$)، A_d مساحت سطح قطره، T_∞ دمای محلی گاز (K)، h ضریب جابجایی انتقال حرارت (W/m^2K)، E_d ضریب انتشار قطره (بی‌بعد)، σ ثابت بولتزمن و T_R دمای تابش است.

با توجه به فرضیات از پارامتر تابش در رابطه ۲۵-۳ ($E_d A_d \sigma (T_R^4 - T_d^4)$) صرف‌نظر می‌شود. در نتیجه داریم:

$$m_d C_p \frac{dT_d}{dt} = h A_d (T_\infty - T_d) \quad 26-3$$

مقدار h با توجه به کار رانز و مارشال [32] از رابطه زیر محاسبه می‌شود

$$Nu = \frac{h D_d}{K_\infty} = 2 + 0.6 Re^{1/2} Pr^{1/3} \quad 27-3$$

که در آن D_d قطر قطره (m)، K_∞ ضریب هدایت گاز ($W/m.K$)، Re عدد رینولدز و Pr عدد پرانتل فاز گاز است. تبادل جرم بین دو فاز پس از آنکه دمای قطره به دمای تبخیر رسید انجام می‌شود. نرخ تبخیر



سوخت تابعی از غلظت بخار در سطح قطره و همچنین غلظت بخار سوخت در فاز گاز اطراف قطره می- باشد [41].

$$N_{fu} = K_c \left(\frac{P_{sat}}{RT_d} - X_{fu} \cdot \frac{P_{op}}{RT_\infty} \right) \quad 28-3$$

که در آن N_{fu} شار مولی بخار $(mol/m^2 \cdot s)$ ، K_c ضریب تبادل جرم (m/s) ، فشار بخار اشباع سوخت P_{sat} در دمای قطره (T_d) ، ثابت گازها، R ، کسر مولی سوخت در گازهای اطراف قطره، X_{fu} و P_{op} به ترتیب فشار و دمای گازها می-باشند. ضریب تبادل جرم از رابطه زیر بدست می آید [41].

$$K_c = \frac{\Gamma_{fu}}{D_u} (0.2 + 0.6 Re^{1/2} S_C^{1/3}) \quad 29-3$$

که در آن Γ_{fu} ضریب پخش بخار سوخت در فاز گاز (m^2/S) ، S_C عدد اشمیت است. شار بخار به دست آمده از معادله ۲۹-۳ به عنوان بخشی از جمله چشمه معادله انتقال گونه سوخت استفاده می شود و جرم قطره از رابطه زیر محاسبه می شود.

$$m_d(t + \Delta t) = m_d(t) - N_{fu} A_d M_{fu} \Delta t \quad 30-3$$

که در آن M_{fu} وزن مولکولی سوخت است. در این حالت دمای قطره از رابطه زیر محاسبه می شود.

$$m_d c_p \frac{dT_d}{dt} = h A_d (T_\infty - T_d) + \frac{dm_d}{dt} h_{fg} \quad 31-3$$

که در آن h_{fg} گرمای نهان سوخت (J/kg) است.

در صورتیکه تمام جرم قطره قبل از رسیدن به دمای جوش تبخیر نشود و جرم باقیمانده آن به دمای جوش سوخت (T_{db}) برسد، با فرض ثابت بودن دمای قطره، نرخ جوش برای آن، به صورت زیر بیان می شود.

$$-\frac{dm_d}{dt} h_{fg} = h A_d (T_\infty - T_d) \quad 32-3$$

انرژی لازم برای تبخیر قطره با علامت منفی در جمله چشمه معادله انرژی برای فاز گاز وارد می گردد.



۳-۴-۳ مدل سازی تلاطم

اغلب جریان‌هایی که در طبیعت و صنعت رخ می‌دهد از نوع جریان‌های متلاطم بوده و محاسبه و پیشگویی رفتار این جریان‌ها نیاز به مدل‌سازی ریاضی دارد. حرکت متلاطم جریان در بسیاری از فرایندهای فیزیکی و شیمیایی و از جمله آهنگ انتقال اندازه حرکت، آهنگ انتقال گرما، سرعت واکنش‌های شیمیایی، آهنگ تبخیر قطرات و تشکیل آلاینده‌ها تأثیر قابل توجهی دارد. جریان متلاطم طیف وسیعی از اندازه‌های مختلف گردابه‌ها که به شدت تابع زمان می‌باشند، شامل می‌شود. وجود حرکت‌های گردابه‌ای در داخل جریان‌های متلاطم موجب شده است که این جریان‌ها بسیار مصرف کننده (تلف‌کننده) انرژی بوده و بر بیان مدل ریاضی آنها مؤثر باشد. همچنین حرکت نوسانی و بسیار وابسته به زمان گردابه‌ها که تغییرات آنها در مقیاس‌های کوچک زمانی و مکانی رخ می‌دهد، موجب شده است که حل عددی این نوع جریان با مشکل نیاز به شبکه‌های ظریف محاسبات و نیز گام‌های زمانی بسیار کوچک مواجه باشد. معادلات حاکم بر جریان مغشوش، شامل مجهولات جدیدی به شکل $\overline{u'_i u'_j}$ بوده که تنش‌های رینولدز نامیده می‌شوند. برای محاسبه این تنش‌ها از مدل‌سازی اغتشاشات استفاده می‌شود. درحقیقت، یک مدل اغتشاش، مدلی است که به تعداد مجهولات ناشی از اغتشاش جریان $(\overline{u'_i u'_j})$ ، به معادلات حاکم، اضافه می‌کند تا دستگاه معادلات حاکم بر جریان، قابل حل شود. به طور کلی، مدل‌های اغتشاش را می‌توان به دو گروه مدل‌هایی که از مفهوم لزجت گردابه‌ای استفاده می‌کنند و مدل‌هایی که تنش‌های رینولدز را مستقیماً به دست می‌آورند، تقسیم‌بندی کرد [35].

مفهوم لزجت گردابه‌ای یا تلاطمی بیش از یکصد سال پیش به وسیله بوسینسک¹ برای نخستین بار بیان شد. این مفهوم فرض می‌کند که تنش‌های رینولدز مانند تنش‌های ناشی از لزجت در جریان آرام رفتار می‌کند. بوسینسک تنش‌های رینولدز را از طریق یک لزجت متلاطم (μ_t) به میانگین زمانی سرعت‌ها ارتباط داد [35].

$$-\overline{\rho u'_i u'_j} = \mu_t \left[\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right] \quad ۳۳-۳$$

¹ Joseph Boussinesq



اما چون رابطه فوق برای جریان سیال غیرقابل تراکم نتیجه غیرقابل قبول $\overline{u'_i u'_j} = 0$ را می‌دهد، رابطه بین تنش‌های تلاطم و گرادیان‌های سرعت‌های میانگین به صورت زیر باید نوشته شود.

$$-\overline{\rho u'_i u'_j} = \mu_t \left[\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right] - \frac{2}{3} \rho k S_{ij} \quad 34-3$$

که در رابطه فوق k انرژی جنبشی تلاطم بر واحد جرم است و با استفاده از رابطه زیر تعریف می‌شود.

$$k = \frac{1}{2} \overline{u'_i u'_j} = \frac{1}{2} (u_1'^2 + u_2'^2 + u_3'^2) \quad 35-3$$

S_{ij} دلتا کرونگر است.

معرفی μ_t و نحوه بیان آن برحسب کمیت‌های معلوم یا قابل محاسبه، مدل‌های تلاطم زیادی را به وجود آورد. طبقه‌بندی مناسب این نوع مدل‌های تلاطم بر پایه تعداد معادلات دیفرانسیلی است که برای هر مدل باید حل شوند تا لزجت تلاطمی به دست آید. ساده‌ترین مدل‌های تلاطم، رابطه‌ای جبری برای تعیین μ_t به کار می‌برند (بدون حل هیچ معادله دیفرانسیلی). این دسته از مدل‌های تلاطم را مدل‌های صفر معادله‌ای می‌نامند.

موفق‌ترین این مدل‌ها، مدل سال ۱۹۲۵ پرانتل می‌باشد که به فرضیه طول آمیختگی معروف است. مدل‌های تلاطمی که در آنها تعیین μ_t به وسیله حل یک معادله دیفرانسیلی انجام می‌شود، مدل‌های یک معادله‌ای نامیده می‌شوند. با این استدلال که انرژی جنبشی تلاطم (k) معیاری مستقیم برای شدت نوسان‌های تلاطمی در سه جهت می‌باشد، و همچنین چون لزجت گردابه‌ای یک خاصیت از حرکت متلاطم جریان است، از نظر فیزیکی مناسب به نظر می‌رسد که جذر k به عنوان مقیاس سرعت مورد استفاده قرار گیرد.

گرچه مدل‌های یک معادله‌ای نتایج بهتری به ویژه در پیشگویی جریان با تقارن محوری در لوله‌ها و نیز جریان بین دو لوله هم محور در مقایسه با مدل‌های صفر معادله‌ای می‌دهند، اما این دو مدل اثرات ترابری تلاطم را روی طول آمیختگی در محاسبات وارد نمی‌کنند. به علاوه، با توجه به این که مشخص کردن مقیاس طول به طریق تجربی در جریان‌های پیچیده مشکل است، کاربرد این مدل‌ها اساساً محدود به جریان‌های برشی ساده می‌شود [35].



مدل اغتشاش به کار رفته در این پژوهش، مدل $k-\varepsilon$ استاندارد بوده است. مدل $k-\varepsilon$ استاندارد یک مدل نیمه تجربی دو معادله‌ای است که برپایه معادلات مدل شده برای انرژی جنبشی تلاطم k و اتلاف آن ε بیان شده است. معادله مدل شده برای ε برپایه استدلال تجربی بیان شده است. اما معادله مدل شده برای k ، یک معادله تحلیلی است. مدل $k-\varepsilon$ استاندارد برای جریان کاملاً مغشوش بسیار مناسب است.

در مدل دو معادله‌ای $k-\varepsilon$ ، k از معادله دیفرانسیل زیر به دست می‌آید.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \text{div}(\rho u k) = \text{div}(\Gamma_k \text{grad} k) + G - \rho \varepsilon \quad 36-3$$

که در آن Γ_k نمایانگر ضریب پخش برای k ، G نشان دهنده میزان تولید انرژی تلاطم و ε نمایان گر میزان هدر رفتن انرژی جنبشی تلاطم است که متناسب با طول آمیختگی و انرژی تلاطم است و به صورت زیر ارائه می‌شود.

$$l = C_\mu \frac{k^{3/2}}{\varepsilon} \quad 37-3$$

که در آن C_μ یک ثابت است و مقدار آن به روش آزمایشگاهی به دست می‌آید (معمولاً برای C_μ مقدار ۰.۰۹ استفاده می‌شود). در رابطه فوق ε از یک معادله ترابری به شکل زیر محاسبه می‌شود.

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \text{div}(\rho \bar{u} \varepsilon) = \text{div} \left[\frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \text{grad} \varepsilon \right] + C_1 \frac{\varepsilon}{k} G - C_2 \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \quad 38-3$$

که در آن G نشان دهنده میزان تولید انرژی تلاطم k از جریان میانی به وسیله تنش‌های برشی تلاطمی است، C_1 ، C_2 و σ_ε ثابت‌های مدل تلاطم می‌باشد و برای مدل $k-\varepsilon$ استاندارد به ترتیب دارای مقادیر ۱.۴۴، ۱.۹۲ و ۱ می‌باشد. با جایگذاری معادله ۳۷-۳ در رابطه کلموگرف- پرائتل ($\mu_t = \rho k^{1/2} l$)، لزجت متلاطم از رابطه زیر بدست می‌آید.

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad 39-3$$

این مدل دو معادله‌ای به نام مدل تلاطم استاندارد $k-\varepsilon$ شناخته می‌شود. این مدل استفاده وسیعی در محاسبه جریان‌های متلاطم ساده که در آنها امکان مشخص کردن مقیاس طول به طریق تجربی نبوده است، داشته است. همچنین، دقت این مدل نسبتاً ساده مورد تأیید بسیاری از پژوهشگران قرار گرفته است [35].



۳-۵ مدل سازی احتراق

احتراق و جریان‌های واکنشی در بسیاری از وسایل مهندسی مانند کوره‌ها، موتورهای احتراق داخلی، توربین‌های گاز، موشک‌ها و وسایل خانگی مورد استفاده قرار می‌گیرد. امروزه، طراحی وسایل با «احتراق تمیز» و بدون آلاینده و همچنین بازده بالا از اهداف پژوهشگران و طراحان سیستم‌های احتراقی می‌باشد. استفاده از روش‌های پیشرفته محاسباتی و مدل‌سازی دقیق رفتار جریان‌های احتراقی می‌تواند به عنوان یک ابزار مهم مورد استفاده طراحان قرار گیرد.

در شبیه‌سازی دقیق جریان‌های احتراقی، مدل احتراق نقش اساسی دارد. زیرا، علاوه بر تعیین مقدار گونه‌ها و محصولات احتراق، آهنگ آزاد شدن انرژی حاصل از ترکیب سوخت و اکسیدکننده را نیز تعیین می‌کند. آهنگ آزاد شدن انرژی در اثر پیشرفت واکنش‌های احتراقی بر مقدار و توزیع دما در نقاط مختلف مؤثر است و دمای هر نقطه بر رفتار جریان از جمله مؤلفه‌های سرعت، فشار و مشخصات سیال در آن نقطه مؤثر است. سرعت پیشرفت واکنش‌های شیمیایی و آزاد شدن گرما به سرعت ترکیب واکنش دهنده‌ها بستگی دارد و آهنگ واکنش تابع عوامل مختلف از جمله چگونگی اختلاط سوخت و هوا، غلظت واکنش‌دهنده‌ها، دمای محفظه احتراق و غیره می‌باشد. یک مدل احتراق مناسب لازم است تا اثر تمام این عوامل را منظور نماید. به طور کلی دو وظیفه مهم مدل‌های احتراق را می‌توان به صورت زیر بیان کرد [35]:

۱- تعیین تغییرات شیمیایی در مواد شرکت کننده در احتراق

۲- تعیین سرعت رخ دادن تغییرات شیمیایی مذکور و آزاد شدن انرژی.

همچنین مدل‌های احتراق را با توجه به سرعت پیشرفت واکنش‌ها می‌توان به دو طبقه کلی تقسیم کرد که هر طبقه خود به دو گروه تقسیم می‌شود.

الف: مدل‌ها با سرعت محدود

۱- مدل آرنیوس

۲- مدل مگنسن



ب: مدل‌های با شیمی سریع

۱- مدل یک مرحله‌ای «آمیخته می‌شود، می‌سوزد»

۲- مدل کسر آمیزش

۳-۵-۱ مدل‌های احتراق با سرعت محدود

مدل‌های احتراق با سرعت محدود که برای پیشرفت واکنش‌های شیمیایی احتراق، سرعت محدودی به کار می‌برند، بر اساس این نظریه ساخته شده‌اند که گرچه سرعت واکنش‌های شیمیایی سریع است، اما عواملی مانند اثر آمیختگی، مانع انجام سریع واکنش می‌شوند [35].

این مدل‌ها برای سرعت و واکنش‌های احتراق رابطه ریاضی مشخص ارائه می‌کنند. دو نوع مهم از مدل‌های با سرعت محدود در زیر بیان می‌شوند.

۳-۵-۱-۱ مدل آرنیوس

برای واکنشی شامل دو واکنش دهنده که معمولاً در احتراق رخ می‌دهد، به عنوان مثال می‌توان نوشت.



که در آن A, B واکنش‌دهنده‌ها، C, D محصولات، m, n, p, q ضرایب استوکیومتری می‌باشند. مدل آرنیوس سرعت واکنش را به صورت زیر بیان می‌کند [42].

$$RR = -\frac{1}{m} \frac{d[A]}{dt} = -\frac{1}{n} \frac{d[B]}{dt} = k[A]^m[B]^n = \frac{1}{p} \frac{d[C]}{dt} = \frac{1}{q} \frac{d[D]}{dt} \quad ۴۱-۳$$

که گروه‌ها غلظت گونه‌ها و k ثابت سرعت واکنش است. مقدار k بستگی به دما، چگونگی برخورد مولکول‌های سوخت و اکسیدکننده و انرژی فعال‌سازی واکنش‌دهنده‌ها دارد. می‌توان رابطه سرعت آرنیوس را به شکل زیر نوشت.

$$RR = [A]^m [B]^n \text{const } T^\beta \exp(-E/RT) \quad ۴۲-۳$$

با توجه به رابطه ۳-۴۲ ثابت سرعت واکنش به صورت زیر محاسبه می‌گردد.

$$K = AT^\beta \exp(-E/RT) \quad ۴۳-۳$$



در رابطه فوق A ضریب ثابت ($m\text{-gmol-sec}$)، E انرژی فعالسازی (j/gmol) و β توان دما^۱ می باشد. در روابط آرنیوس کمیت‌های جریان متلاطم مانند k و ε نقش موثری ندارند.

۳-۵-۱-۲ مدل مگنسن (Eddy dissipation)

مدل از بین رفتن یا شکست گردابه‌ها ابتدا به وسیله اسپالدینگ [43] مطرح شد و سپس به وسیله مگنسن و هرتاگر [44] توسعه پیدا کرد. این مدل نرخ احتراق (نرخ مصرف سوخت و آزاد شدن انرژی) را به نرخ آزاد شدن گردابه‌ها ارتباط می دهد. بدیهی است نرخ از بین رفتن ادی‌ها در جریان توربولانسی رابطه مستقیم با ε و رابطه معکوس با k دارد. در این مدل فرض می شود سوخت و اکسیدکننده در جریان متلاطم در گردابه‌های مجزا قرار می گیرند و ترکیب آنها وقتی انجام می شود که گردابه‌های بزرگتر به گردابه‌های کوچکتر تبدیل و گردابه‌های کوچک در اثر نیروی لزجی از بین بروند، به طوری که امکان آمیخته شدن سوخت و اکسیدکننده فراهم شود. به عبارت دیگر این مدل احتراق سرعت واکنش‌های احتراق و در نتیجه سرعت مصرف سوخت را به سرعت اتلاف متلاطم که همان سرعت از بین رفتن گردابه‌ها است ارتباط می دهد و رابطه زیر را برای سرعت مصرف سوخت پیشنهاد می کند.

$$R_f = A \cdot \bar{m}_f \cdot \left(\frac{\varepsilon}{k} \right) \quad ۴۴-۳$$

که در رابطه فوق A یک ثابت است که به ساختمان شعله و نوع سوخت بستگی دارد و به طور آزمایشگاهی به دست می آید. \bar{m}_f کسر جرمی سوخت، k انرژی جنبشی اغتشاش و ε اتلاف آن است. در مناطقی از شعله که کسر جرمی سوخت بالا و کسر جرمی اکسیژن پایین است، سرعت مصرف سوخت به از بین رفتن گردابه‌های اکسیژن ارتباط پیدا می کند. به بیان دیگر این اکسیژن است که سرعت مصرف سوخت را تعیین می کند.

$$R_f = A \cdot (\bar{m}_{O_2} / S) \cdot \left(\frac{\varepsilon}{k} \right) \quad ۴۵-۳$$

که در رابطه بالا \bar{m}_{O_2} کسر جرمی اکسیژن و S مقدار اکسیژن لازم برای احتراق یک کیلوگرم سوخت به حالت استوکیومتریک است. مقدار R_f از دو رابطه ۳-۴۴-۳ و ۴۵-۳ محاسبه شده و کوچکترین آنها در

¹ Temperature exponent



محاسبات وارد می‌شود. مدل شکست گردابه هم برای شعله‌های پیش آمیخته و هم برای شعله‌های پخشی نتایج رضایت بخشی داده است [35].

۲-۵-۳ مدل‌های احتراق با شیمی سریع

مدل‌های احتراق با شیمی سریع بر این فرض استوار است که واکنش‌ها بسیار سریع انجام می‌شوند. یعنی به محض آمیخته شدن سوخت و هوا واکنش انجام شده و سریع به یک محصول نهایی برگشت ناپذیر یا به تعادل شیمیایی می‌رسد. در هر دو حالت یک مخلوط حاصل می‌شود که چنانچه کسر جرمی عناصر شرکت کننده در واکنش، فشار محفظه و دما (آنتالپی) مواد واکنش دهنده معلوم باشد، حالت ترموشیمیایی مخلوط مشخص خواهد بود. با معلوم بودن حالت ترموشیمیایی مخلوط گازی، می‌توان وضعیت گونه‌ها، دما و جرم مخصوص مخلوط گازها را تعیین نمود [45]. در این مدل‌ها چون فرض می‌شود سرعت واکنش‌ها بالا است، به سرعت واکنش و نیز ثابت سرعت نیاز نمی‌باشد. این مدل‌ها به دو گروه زیر تقسیم می‌شوند:

۱-۲-۵-۳ مدل یک مرحله‌ای (آمیخته شد، می‌سوزد)

این مدل ساده‌ترین مدل‌های واکنش سریع است و فرض می‌کند احتراق از طریق یک مدل یک مرحله‌ای بازگشت ناپذیر انجام می‌شود. عیب این مدل در محدود بودن آن به واکنش‌های یک مرحله‌ای است و نمی‌تواند تشکیل گونه‌های میانی و یا اثرات تجزیه را پیش‌گویی نماید.

۲-۲-۵-۳ مدل تعادل شیمیایی

در این مدل فرض می‌شود به محض ورود سوخت و هوا به محفظه احتراق، یک مخلوط تعادلی از سوخت، اکسید کننده و محصولات به وجود می‌آید. به بیان دیگر فرض می‌شود واکنش‌های شیمیایی به اندازه کافی سریع هستند که یک مخلوط در حال تعادل شیمیایی به دست آید. با این فرض، اولاً نیاز به تعیین سرعت واکنش‌ها نمی‌باشد و ثانیاً برای مخلوط در حال تعادل، مواد تشکیل دهنده آن، دما و جرم مخصوص مخلوط از کمینه کردن انرژی آزاد بدست می‌آید [35]. در محاسبات با معلوم بودن کسر جرمی، فشار و آنتالپی واکنش دهنده‌ها در ورود به محفظه احتراق، حالت ترموشیمیایی مخلوط مشخص و از آن می‌توان وضعیت گونه‌ها، دما و جرم مخصوص را تعیین کرد. از مزایای مهم این مدل احتراقی، امکان تعیین مقدار تعداد زیادی از گونه‌های میانی و محصولات احتراق می‌باشد. کسر اختلاط به صورت زیر تعریف می‌شود:



$$f = \frac{m_k - m_O}{m_{k,F} - m_{k,O}} \quad ۴۶-۳$$

که در آن m_k ، m_F و m_O دلالت بر کسر جرمی محصول k ، سوخت و اکسیژن، در ورود به محفظه احتراق می کنند. کسر اختلاط γ یک کمیت پایدار (دارای بقاء) است و مقدار آن در هر نقطه در داخل حوزه محاسبه، از معادله بقاء زیر بدست می آید:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho y \bar{y}) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_j \bar{y}) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\frac{\mu_t}{\sigma_t} \frac{\partial \bar{y}}{\partial x_j} \right] \quad ۴۷-۳$$

یک الگوریتم بر پایه کمینه کردن انرژی آزاد گیبس استفاده می شود تا کسر مولی گونه ها، دما و جرم مخصوص را از f محاسبه نماید.

با توجه به اینکه در این پژوهش از مدل احتراق با سرعت محدود و رابطه آرنیوس [36] استفاده شده است از توضیح بیشتر در مورد روش های دیگر صرف نظر کرده و در ادامه به تئوری فرایند SNCR می پردازیم. در این شبیه سازی ابتدا محلول اوره مایع به حالت گازی تبدیل شده و سپس احتراق صورت می گیرد

۳-۶ تئوری SNCR:

فرایند SNCR با استفاده از تزریق اوره در واقع ترکیبی از روش های ThermalNOX و RaperNOX می باشد. زیرا اوره بلافاصله به HNCO و آمونیاک تبدیل می شود.

۳-۶-۱ معادله انتقال ذرات

برای جریانات چند جزئی^۱ مانند این مسئله، معادلات اسکالر مختلفی بایستی برای جرم، مومنتم و انرژی و دیگر خواص حل گردد.

با حل معادله بقا برای هر جزء (معادله ۳-۴۸) کسر جرمی هر جزء در هر سلول محاسبه می گردد [33].

¹ Multicomponent Flow



$$\frac{\partial \rho Y_i}{\partial t} + \frac{\partial \rho u_j Y_i}{\partial x_j} = -\frac{\partial}{\partial x_j} \left(\vec{J}_i \right) + R_i + S_i \quad ۴۸-۳$$

در رابطه ۴۸-۳ اولین ترم از سمت چپ، ترم گذرا است که برای محاسبه نرخ تغییر کسر جرمی محلی گونه ها، در داخل حجم کنترل است. ترم دوم، ترم جابجایی است، که نرخ خالص جزیان گونه خارج شده از مرز به علت سرعت را می‌دهد. سومین ترم، تغییرات کسر جرمی به علت نفوذ می باشد. ترم چهارم نرخ تغییرات کسر جرمی گونه ها به دلیل واکنش می باشد. ترم پنجم بیانگر نرخ تغییرات کسر جرمی گونه ها به دلیل موارد دیگر غیر از واکنش مانند نرخ تبخیر قطرات مایع می باشد. در رابطه ۴۸-۳ \vec{J}_i فلاکس نفوذ ذره است که برای جریان متلاطم از رابطه زیر محاسبه می گردد.

$$\vec{J}_i = -(\rho D_i + \frac{\mu_t}{Sc_t}) \nabla Y_i \quad ۴۹-۳$$

در رابطه فوق D_i ضریب نفوذ، Sc_t عدد اشمیت توربولانس می باشد که در آن μ_t ویسکوزیته توربولانس می‌باشد. با توجه به تعریف عدد اشمیت ($\frac{\mu_t}{\rho D_i}$) و جاگذاری آن در رابطه فوق می توان \vec{J}_i را بصورت زیر تعریف نمود.

$$\vec{J}_i = -(\rho D_i) \nabla Y_i \quad ۵۰-۳$$

D_i ضریب نفوذ توربولانس می باشد.

۲-۶-۳ تئوری EDC^۱

جهت محاسبه مقدار R_i در رابطه ۴۸-۳ بایستی از مدل آرنیوس استفاده کرد اما با توجه به اینکه این مدل در بررسی اثر توربولانسی بر سرعت واکنش ناتوان است، آقای مگنسن^۲ و هرتاگر^۳ مدل جدیدی که توسعه یافته مدل مگنسن بود را در سال ۱۹۷۶ به عنوان EDC را ارائه کردند [46]. این مدل جزئیات سینتیک واکنش را در جریان توربولانت را در بر می‌گیرد. به عبارتی ترکیبی از دو مدل آرنیوس و مگنسن است. این

¹ Eddy Dissipation Concept

² Magnussen

³ Hjertager



مدل فرض می‌کند واکنش در یک ساختار توربولانسی کوچک اتفاق می‌افتد که به آن Fine Scale می‌گویند. طول این ساختار از رابطه زیر محاسبه می‌گردد.

$$\xi^* = C_\xi \left(\frac{V\varepsilon}{k^2} \right)^{1/4} \quad 51-3$$

در رابطه 51-3، V ویسکوزیته سینماتیکی و C_ξ ثابت کسر حجمی است که مقدار آن برابر ۲.۱۳۷۷ است [36].

در این مدل همچنین فرض شده که واکنش ذرات در Fine scale در مدت زمان τ^* انجام شده است.

$$\tau^* = C_\tau \left(\frac{V}{\varepsilon} \right)^{1/2} \quad 52-3$$

C_τ ثابت مقیاس زمانی است که مقدار آن برابر ۰.۴۰۸۲ می‌باشد [36]. سومین فرض در این تئوری این است که واکنش در فشار ثابت Fine scale صورت می‌گیرد. با توجه به توضیحات فوق حال می‌توان مقدار R_i را از رابطه زیر محاسبه کرد.

$$R_i = \frac{\rho(\varepsilon^*)^2}{\tau^*(1-\xi^{*3})} (y_i^* - y_i) \quad 53-3$$

در رابطه فوق y_i^* ، کسر جرمی ذره i در Fine scale پس از زمان τ^* می‌باشد که از رابطه آرنیوس محاسبه می‌گردد.

$$\tau^* = C_\tau \left(\frac{V}{\varepsilon} \right)^{1/2} \quad 54-3$$

۳-۶-۳ شیمی SNCR

مدل شیمی به کار برده شده در این شبیه‌سازی توسط آقای براور و همکارانش پیشنهاد شده است [29]. این مدل شامل هفت مرحله واکنش جهت کاهش NO_x می‌باشد. در مکانیزم پیشنهادی آقای براور و همکارانش فرض بر این است که یک مول اوره بلافاصله به یک مول آمونیاک و یک مول ایزوسیانوریک اسید (HNCO) تبدیل می‌شود. واکنش‌های مکانیزم کاهش NO_x با تزریق اوره، همراه با ضرایب ثابت آرنیوس آن در جدول ۱-۳ آورده شده است [36].

جدول ۱-۳: واکنش‌های مکانیزم کاهش NO_x مدل براور [36]

| ردیف | واکنش | ضریب ثابت (A_i) | توان دما (b_i) | انرژی فعال‌سازی (E_i) |
|------|--|-----------------------|--------------------|---------------------------|
| ۱ | $NH_3 + NO \rightarrow N_2 + H_2O + H$ | 2.13×10^1 | 5.3 | 2.43×10^8 |
| ۲ | $NH_3 + O_2 \rightarrow NO + H_2O + H$ | 8.83×10^3 | 7.65 | 5.86×10^8 |
| ۳ | $HNCO + M \rightarrow H + NCO + M$ | 1.39×10^{13} | .85 | 3.45×10^8 |
| ۴ | $NCO + NO \rightarrow N_2O + CO$ | 2.26×10^{15} | 0 | -2.6×10^7 |
| ۵ | $NCO + OH \rightarrow N_2 + O_2 + H$ | 3.68×10^9 | 0 | 0 |
| ۶ | $N_2O + OH \rightarrow N_2 + O_2 + H$ | 8.6×10^4 | 0 | 8.37×10^7 |
| ۷ | $N_2O + M \rightarrow N_2 + O + M$ | 8.5×10^7 | 0 | 3.39×10^8 |

۷-۳ راندمان زباله سوز

با توجه به اینکه هدف اصلی در این فرایند کاهش NO_x خروجی می‌باشد، می‌توان راندمان زباله‌سوز را به صورت نسبت میزان کاهش NO_x به NO_x ورودی تعریف کرد.

$$\eta = \frac{NO_{X_{in}} - NO_{X_{out}}}{NO_{X_{in}}} \times 100 \quad ۵۵-۳$$

با توجه به رابطه فوق می‌توان راندمان را به صورت درصد کاهش NO_x نیز بیان کرد.

فصل چهارم: مدل سازی



۴-۱ مقدمه

با توجه به هزینه های زیاد مالی و زمانی، اغلب مطالعات تجربی در صورتی که بتوان مدل تئوریک مناسبی برای مسئله ی مورد نظر یافت که تا حد قابل قبولی با نتایج تجربی همخوانی داشته باشد به جای تغییر در مدلسازی تجربی برای موردهای مشابه می توان به نتایج حاصل از روش های عددی و تحلیلی استناد کرد و هزینه های حل مسئله را به مراتب کاهش داد. دینامیک سیالات محاسباتی به عنوان ابزاری ارزشمند برای حل میدان جریان و دمای اغلب مسائل جابجایی به کار می رود.

در این پایان نامه در ابتدا هدف بررسی عملکرد زباله-سوز واحد بازیافت گوگرد پالایشگاه گاز خانگیران سرخس بود که علی رغم ۶ ماه پیگیری های متعدد و ارسال پروپوزال، مسئول آموزش پالایشگاه به دلیل اینکه این موضوع یک طرح پژوهشی می باشد و در قالب یک پایان نامه، پالایشگاه نمی تواند حمایت کند، عدم حمایت خود را از این پایان نامه اعلام کردند. بنابراین عملاً امکان دسترسی به اطلاعات فنی زباله سوز مورد نظر جهت بررسی و شبیه سازی نبود، بنابراین در این تحقیق، راندمان یک زباله سوز شهری، مجهز به فرآیند SNCR مورد بررسی قرار گرفت. بدین منظور مدلی سه بعدی از محفظه احتراق ثانویه یک زباله سوز شهری که مجهز به سه نازل تزریق اوره می باشد در ANSYS FLUENT شبیه سازی شده است.

۴-۲ تعریف مسئله

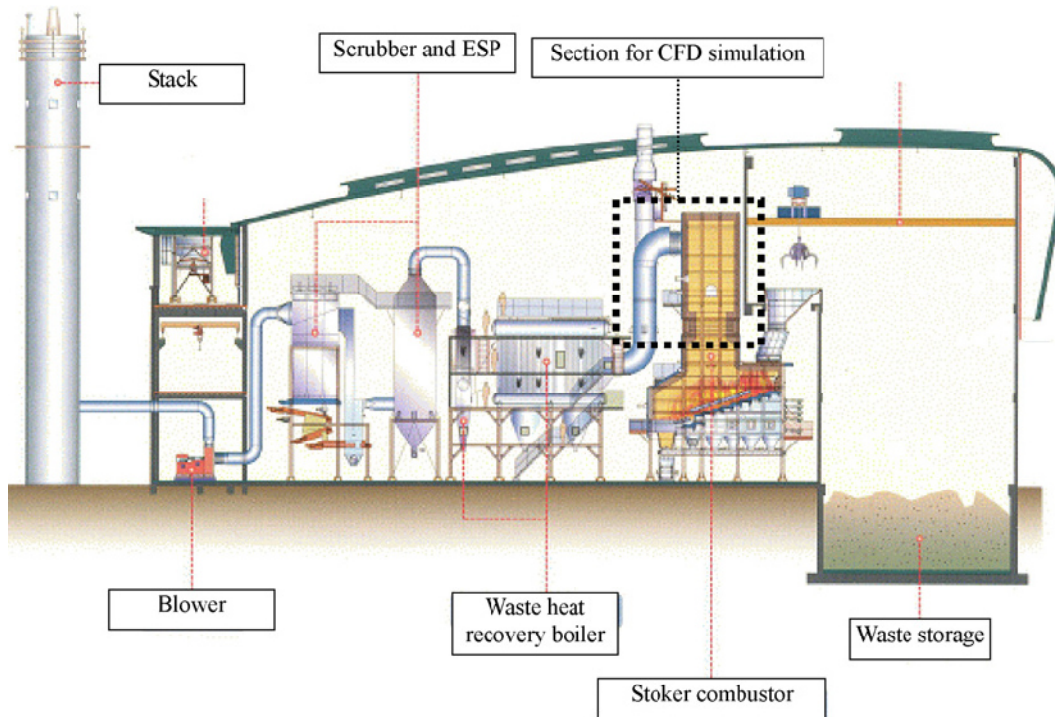
شکل ۴-۱ شماتیکی از واحد زباله سوز مورد نظر را نشان می دهد که قسمت مورد مطالعه با خط چین مشخص شده است. همانطور که در شکل نشان داده شده است این واحد شامل انبار زباله می باشد که زباله ها در آن ذخیره شده و به وسیله چنگکی به داخل محفظه احتراق جهت سوزاندن ریخته می شود. محفظه احتراق شامل دو قسمت محفظه احتراق اولیه و ثانویه می باشد. زباله های جامد شهری در حین حرکت در نرده های آتشین محفظه احتراق اولیه می سوزد. گازهای حاصله از سوختن زباله های جامد در محفظه احتراق اولیه وارد محفظه احتراق ثانویه که مجهز به سیستم تزریق اوره جهت کاهش NO_x می باشد، می شود. گازهای حاصله قبل از ورود به اتمسفر از طریق دودکش زباله سوز، توسط دستگاه های کنترل کننده آلودگی مانند اسکرابر و ته نشین الکترواستاتیکی تصفیه می شود. خاکستر زباله های جامد نیز از انتهای



محفظه احتراق اولیه خارج می شود. با توجه به اینکه هدف از این تحقیق بررسی فرآیند SNCR می باشد، محفظه احتراق ثانویه فقط مورد بررسی و شبیه سازی قرار گرفته است.

ظرفیت این واحد زباله سوز 50 ton/day می باشد. داده های بکار برده شده در این مطالعه از مقدار

متوسط اندازه گیری شده در مدت ۲۰ دقیقه در شرایط پایدار زباله سوز بدست آمده است که در جدول ۴-۱ نشان داده شده است بدست آمده است.



شکل ۴-۱: شماتیکی از واحد زباله سوز شهری [36]

اطلاعاتی نظیر دما، دبی جرمی و غلظت گونه ها مانند SO_x ، NO_x ، CO و ... با استفاده از TMS در خروجی زباله سوز بدست آمده است. دما فقط در ورودی بخش A، خروجی duct و دودکش اندازه گیری می شود. متوسط دمای اندازه گیری شده در این سه مکان به ترتیب ۱۰۰۰، ۹۳۰ و ۱۳۰۰ درجه سانتی گراد بود. غلظت گونه ها نظیر SO_x و NO_x ، ... و سرعت جریان در خروجی دودکش اندازه گیری شده است.



مقدار SO_x کمتر از ۲ ppm، CO کمتر از ۳ ppm میزان HCL کمتر از ۱۰ ppm و خاک کمتر از $4 \frac{mg}{m^3}$ توسط TMS^۱ مشاهده شده است. متوسط غلظت اکسیژن ۱۲.۱ درصد حجمی در خروجی دودکش اندازه گیری شده است [36].

جدول ۱-۴: غلظت گونه ها در زباله های جامد ورودی به زباله سوز [36]

| Proximate analysis (%) | High quality | Medium quality | Low quality |
|----------------------------------|--------------|----------------|-------------|
| Moisture | 24.72 | 38.59 | 51.39 |
| Combustibles | 58.74 | 47.86 | 38.22 |
| Ash | 16.54 | 13.55 | 10.39 |
| Total | 100.00 | 100.00 | 100.00 |
| Ultimate analysis (dry basis, %) | | | |
| Carbon (C) | 32.60 | 25.89 | 20.67 |
| Hydrogen (H) | 4.48 | 3.62 | 2.89 |
| Oxygen (O) | 20.30 | 17.18 | 13.71 |
| Nitrogen (N) | 0.60 | 0.53 | 0.45 |
| Sulfur (S) | 0.16 | 0.15 | 0.12 |
| Chlorine (Cl) | 0.60 | 0.49 | 0.38 |
| Others | 41.26 | 52.14 | 61.78 |
| Total | 100.00 | 100.00 | 100.00 |

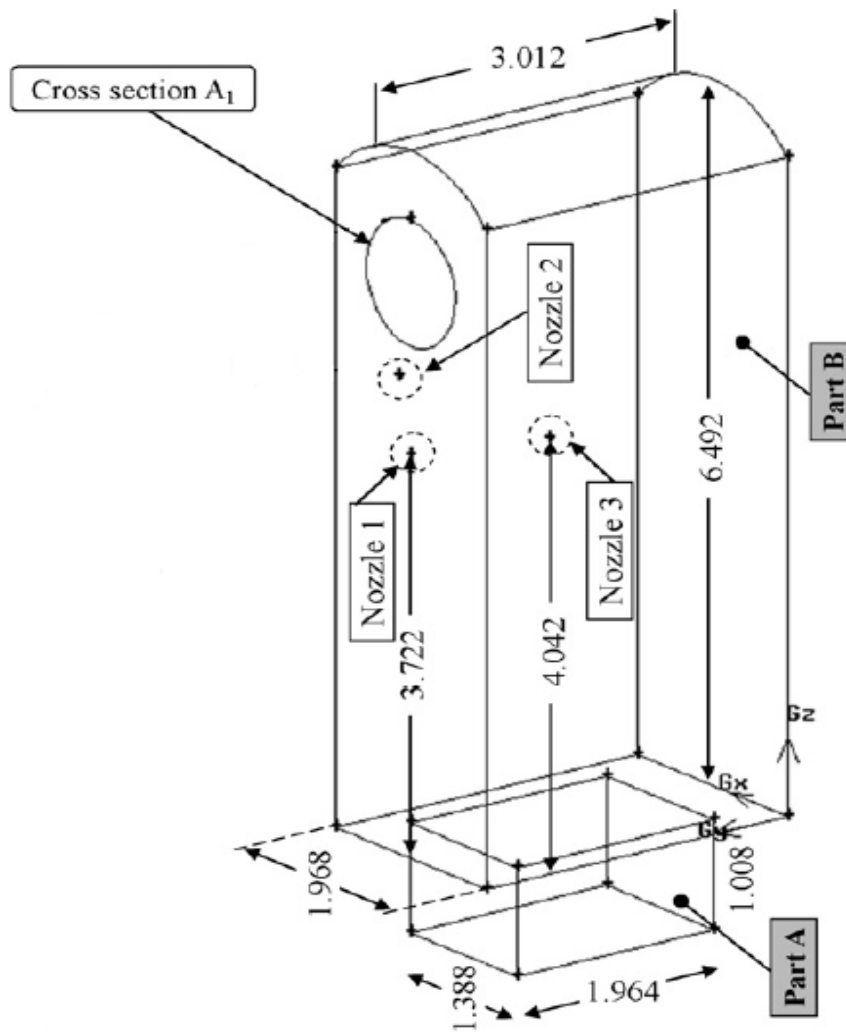
۳-۴ هندسه و ساختار مش

برای مدل سازی عددی نیاز به یک شبکه ی محاسباتی داریم. تولید شبکه یکی از مهمترین بخش های حل عددی محسوب می شود که در دقت حل عددی بسیار تاثیر گذار هست، بیش از ۵۰ درصد زمان استفاده شده برای حل عددی مسئله صرف تعریف هندسه محدوده و تولید شبکه می شود. با ایجاد یک شبکه بندی مناسب می توان حل یک سیستم معادلات دیفرانسیل را تا حد زیادی ساده نمود و بالعکس انتخاب نامناسب محل نقاط شبکه می تواند باعث ناپایداری یا عدم همگرایی در محاسبات گردد. دقت مربوط به یک حل

¹ Telemetry Monitoring System



عددی از تعداد سلول های موجود در شبکه پیروی می کند و در حالت کلی ، تعداد سلول های زیاد دارای دقت حل بهتری خواهد بود. شبکه های مطلوب اغلب غیر یکنواخت می باشد، در جائیکه تغییرات از نقطه ای به نقطه ی دیگر زیاد است شبکه ریزتر و در نواحی با تغییرات نسبتا کم، درشت تر است. در این شبیه سازی شبکه بندی محفظه ثانویه احتراق زباله سوز به همراه نازل های تزریق تعبیه شده در آن با استفاده از نرم افزار گمیت انجام شده است. شکل ۲-۴ هندسه زباله سوز را نشان می دهد.

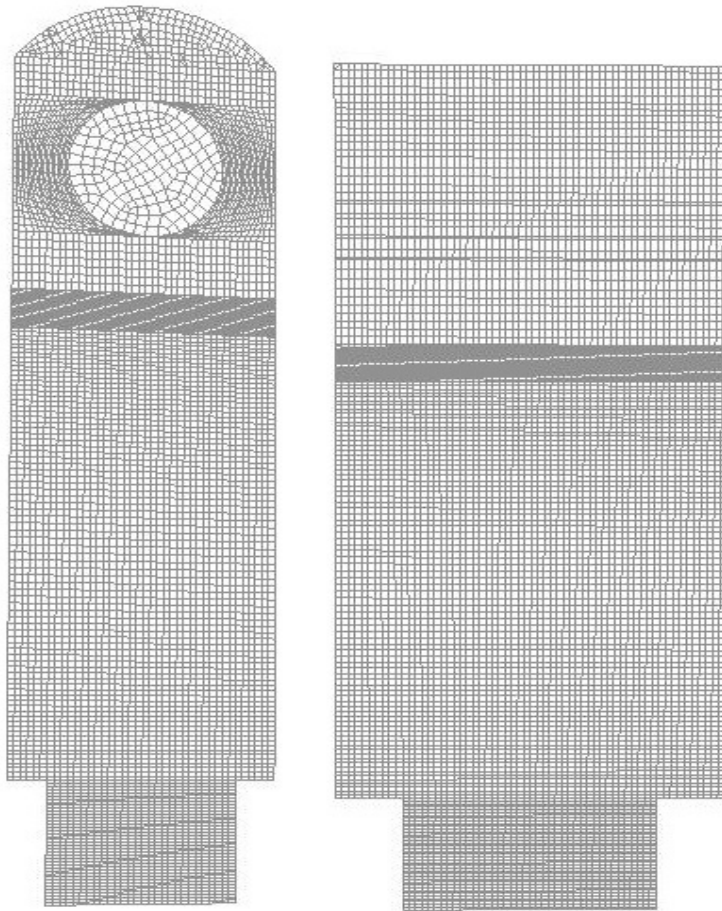


شکل ۲-۴: هندسه محفظه احتراق ثانویه زباله سوز



همانطور که در شکل شکل ۲-۴ نشان داده شده است این محفظه احتراق به دو بخش A و B تقسیم شده است. سه نازل تزریق با قطر داخلی ۵ میلیمتر در این محفظه احتراق تعبیه شده است، که دو نازل در مقابل هم قرار دارند [36].

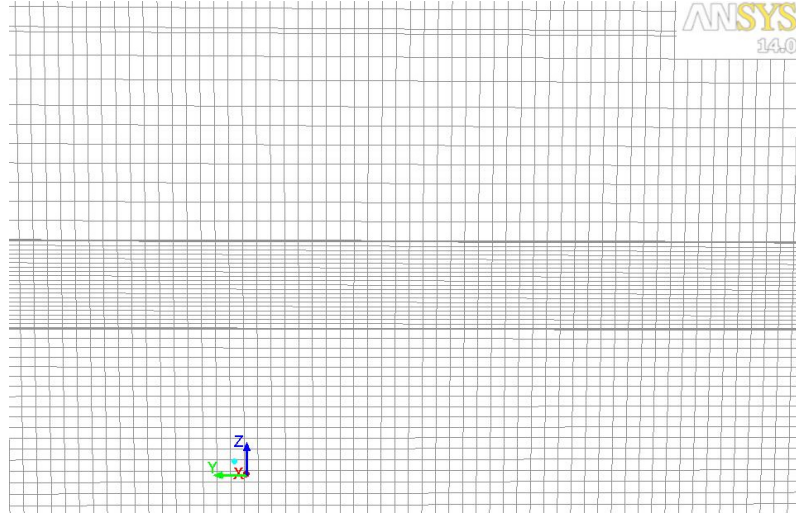
شبکه مورد استفاده برای این میدان محاسباتی از نوع سازمان یافته با المان چهاروجهی است. همچنین تراکم مش از ورودی محفظه احتراق به سمت خروجی زیادتر شده است. شکل شکل ۳-۴ نحوه مش بندی و تراکم مش را در صفحه Y-Z و X-Z نشان می دهد.



شکل ۳-۴: تراکم مش در زبانه سوز (به ترتیب از چپ به راست صفحات X-Z و Y-Z)



در محل تزریق اوره به دلیل وجود سه ورودی و شروع واکنش‌ها مش بندی ریز تر شده است.



شکل ۴-۴: تراکم مش در اطراف نازل ها

۴-۴ معتبر سازی نتایج حل عددی

برای اینکه از اعتبار محاسبات عددی اطمینان حاصل شود و بتوان از این نتایج استفاده کرد باید نتایج حل عددی با نتایج عملی و آزمایشگاهی مطابقت داده شود و اگر خطا در حد قابل قبولی باشد می‌توان از این نتایج استفاده کرد. در صورتی که نتایج تجربی و آزمایشگاهی برای مقایسه موجود نباشد باید منظور مسئله ساده تری که دارای حل تحلیلی می باشد را با استفاده از روش های عددی حل کرد در صورتی که نتایج حاصله با حل تحلیلی آن با هم مطابقت داشته باشد تا حدودی می توان از صحت محاسبات مسئله ی اصلی اطمینان حاصل کرد. در این پایان نامه نتایج با کارهای تجربی و عددی آقایان یانگ ایل ایم و همکارانش [36] و بورستروم و همکارانش [32] مقایسه شده است.

۴-۵ شرایط مرزی

گاز حاصله از زباله های جامد در محفظه احتراق ثانویه با هوای اضافی قبل از ورود به محفظه احتراق ثانویه مخلوط شده است. بنابراین احتراق به صورت کامل انجام می شود. در این شبیه سازی فرض شده است که احتراق در محفظه احتراق اولیه به طور کامل صورت گرفته است. بنابراین جریان گاز ورودی به محفظه ثانویه ترکیبی از NO و CO_2 و H_2O و O_2 و N_2 می باشد. برای زباله هایی با کیفیت متوسط (جدول



۴-۱) شرایط جریان اصلی گاز ورودی به محفظه ثانویه و محلول اوره و هوا در جدول ۴-۲ گزارش شده است. دبی حجمی جریان گاز ورودی در شرایط استاندارد nm^3/h ۱۳۰۰۰ می باشد. غلظت O_2 و NO در ورود به ترتیب ۱۵۰ ppm و ۱۲٪ حجمی می باشد. محلول اوره و آب با ۴ درصد وزنی در محفظه ثانویه به وسیله ۳ نازل با دبی حجمی nm^3/h ۰.۱۱۵ که معادل $NSR=1.8$ در فشار ۲ اتمسفری می باشد تزریق می شود. با توجه به اینکه اوره فرض شده بلافاصله با آمونیاک و $HNCO$ در دمای بالای ۸۱۰ تجزیه می شود نسبت مولی $HNCO$ و آمونیاک بجای اوره در شرط مرزی وارد می شود. محلول اوره با هوای فشرده nm^3/h ۵۰ در دمای ۱۰۰ و ۲۵ atm اتمایز می شود. سرعت اولیه تزریق در دما و فشار بدست آمده ۸۷ متر بر ثانیه اندازه گیری شده است.

جدول ۴-۲: شرایط مرزی گونه ها در ورودی

| | Species | Volume flowrate (Nm ³ /h) | Mole flowrate (kmol/h) | Mass flowrate (kg/s) | Velocity (m/s) | Temperature (°C) | Pressure (atm) |
|-----------------------|------------------|--------------------------------------|------------------------|----------------------|----------------|------------------|----------------|
| Combustor inlet | NO | 1.91265 | 0.085386 | 0.000712 | 6 | 1000 | 1 |
| | CO ₂ | 790.562 | 35.293 | 0.4314 | | | |
| | O ₂ | 1,530.120 | 68.309 | 0.6072 | | | |
| | N ₂ | 10,428.405 | 465.554 | 3.6210 | | | |
| | Total | 12,751 | 569.241 | 4.6602 | | | |
| Urea solution (4 wt%) | Urea solution | 0.115 | | | 87 | 100 | 2 |
| | Urea | | 0.077 | | | | |
| | H ₂ O | | 6.148 | 0.031 | | | |
| | NH ₃ | | 0.077 | 0.00036 | | | |
| | HNCO | | 0.077 | 0.00092 | | | |
| | Total | 0.115 | 6.301 | 0.032 | | | |
| Atomizing air | O ₂ | 10.50 | 0.469 | 0.0042 | 87 | 100 | 25 |
| | N ₂ | 39.50 | 1.763 | 0.0137 | | | |
| | Total | 50.0 | 2.232 | 0.0179 | | | |

دمای دیواره های بخش A و B در شکل ۴-۲ بخاطر اتلاف گرما با محیط کاهش می یابد. کاهش دمای دیواره های مرزی می تواند توسط روابط زیر تخمین زده شود [36].

$$T_{WA}(Z_A) = 830 - 29.8Z_A \quad ۱-۴$$

$$T_{WB}(Z_B) = 800 - 15.4Z_B \quad ۲-۴$$



که در رابطه فوق T_{WA} و T_{WB} دمای دیواره به ترتیب در بخش‌های A و B می باشد و Z ارتفاع هر بخش بر حسب متر می باشد.

با توجه به آنکه اتلاف حرارت در بخش A به علت سرعت بیشتر جریان گاز بیشتر است، بنابراین دمای دیواره با نرخ $30 \frac{^{\circ}\text{C}}{m}$ سرد می شود که دو برابر نرخ سرد شدن دمای دیواره در بخش B ($15 \frac{^{\circ}\text{C}}{m}$) می باشد.

UDF نوشته شده جهت اعمال شرط مرزی دیواره‌ها در نرم‌افزار فلوئنت در پیوست الف آورده شده است.

۴-۶ مدل توربولانسی

مدل توربولانسی استفاده شده در این شبیه‌سازی $k - \epsilon$ استاندارد می‌باشد. جهت استفاده از این مدل در شبیه‌سازی لازم است پارامترهای شدت تلاطم^۱ و قطر هیدرولیکی که توسط روابط زیر محاسبه می شود را برای مرزهای ورودی و خروجی محاسبه نماییم. شدت تلاطم به صورت نسبت جذر مربع نوسانات سرعت بر سرعت متوسط محاسبه می شود.

$$I = \frac{\sqrt{(u')^2}}{\sqrt{u_{avg}^2}} = .16(\text{Re})^{\frac{-1}{8}} \quad ۳-۴$$

$$D_H = \frac{4A}{P} \quad ۴-۴$$

در روابط فوق I شدت تلاطم، u' نوسانات سرعت، u_{avg}^2 مربع سرعت متوسط، Re عدد رینولدز، A و P نیز به ترتیب مساحت مقطع و محیط می‌باشد. مقادیر شدت تلاطم و قطر هیدرولیکی در جدول ۳-۴ آمده است.

جدول ۳-۴: پارامترهای ثابت مدل $k - \epsilon$ استاندارد

| شدت تلاطم (%) | قطر هیدرولیکی (m) | |
|---------------|-------------------|--------------------|
| ۸ | ۱.۶۲۷ | ورودی محفظه احتراق |
| ۱۰ | ۰.۰۰۵ | ورودی نازل‌ها |
| ۱۰ | ۱.۱۶ | خروجی محفظه احتراق |

مدل $k - \epsilon$ استاندارد

1. Turbulent intensity



۴-۷ مدل احتراق

مدل احتراق استفاده شده در این پایان نامه مدل احتراقی EDC می باشد که در فصل قبل به طور کامل در مورد آن بحث شد. جهت استفاده از این مدل دو پارامتر ثابت کسر حجمی و ثابت مقیاس زمان لازم است که این مقادیر به ترتیب ۲.۱۳۷۷ و ۰.۴۰۸۳ [36] در نظر گرفته شده است.

۴-۸ مدل تزریق

جهت شبیه سازی تزریق محلول اوره به کمک ۳ نازل تعبیه شده در محفظه ثانویه از مدل Droplet استفاده شده است. در این مدل ذرات به صورت قطرات کروی با قطر ثابت ۴۵ میکرومتر در نظر گرفته شده است. لازم به ذکر می باشد با توجه بر فرض تجزیه اوره به آمونیاک و H₂NCO، در تزریق بجای اوره، آمونیاک و H₂NCO همراه با آب تزریق شده است.

۴-۹ شبکه حل معادلات

در این پژوهش به منظور گسسته سازی عبارت های جابجایی معادلات حاکم از طرح بالادستی مرتبه اول و برای تصحیح میدان فشار از الگوریتم سیمپل استفاده شده است. روش حل عددی بر پایه حجم محدود و شرایط دائمی است. مدل های مورد استفاده برای مدل سازی مسئله حاضر در نرم افزار ANSYS FLUENT، در جدول جدول ۴-۴ نشان داده شده است.

جدول ۴-۴: مدل های مورد استفاده برای مدل سازی عددی

| | |
|---------------------------------|----------------------|
| Pressure based | روش فرمول بندی حل |
| Implicit | روش خطی سازی معادلات |
| Simple | الگوریتم اصلاح فشار |
| Standard $k-\varepsilon$ | روش مدل سازی آشفستگی |
| Eddy Dissipation Concept (EDC) | روش مدل سازی احتراق |
| Multi Component | روش تزریق |

فصل پنجم : بررسی نتایج



۵-۱ مقدمه

در این فصل، نتایج حاصل از شبیه‌سازی محفظه احتراق ثانویه زباله‌سوز ارائه شده است. همانطور که در فصل قبل به آن اشاره شد، شبیه‌سازی محفظه احتراق یک زباله‌سوز در گذشته انجام گرفته است ولی تاکنون مدل احتراقی استفاده شده در این تحقیقات، بیشتر از نوع سرعت محدود و از مدل آرنیوس بوده است و از مدل احتراقی EDC تاکنون استفاده نگردیده است. در این تحقیق با توجه به ناتوانی مدل آرنیوس در پیش‌بینی اثر توربولانسی، از مدل احتراقی EDC که قبلاً در مورد آن به طور مفصل توضیح داده شده است، بهره گرفته شده است. این مدل هم اثر توربولانسی و هم اثر سینتیک واکنش را در سرعت انجام واکنش مد نظر قرار می‌دهد.

در این فصل ابتدا جهت معتبرسازی، نتایج شبیه‌سازی را با نتایج ارائه شده توسط آقای یانگ ایل ایم و همکارانش مقایسه می‌کنیم. برای این منظور دما و NO_x خروجی را مدنظر قرار می‌دهیم. در ادامه به بررسی نتایج حاصله از تغییرات پارامترهای تزریق همچون سرعت اولیه، زاویه مخروطی نازل، قطر ذرات، دمای تزریق می‌پردازیم.

۵-۲ بررسی نتایج شبیه‌سازی عددی با داده‌های تجربی

در این بخش بمنظور اطمینان از صحت نتایج شبیه‌سازی، نتایج با نتایج آقای یانگ ایل ایم و همکارانش [36] مقایسه شده است. در این مقاله دما و NO_x خروجی از محفظه احتراق ثانویه اندازه‌گیری شده است. جدول ۵-۱ نتایج عددی بدست آمده و نتایج ارائه شده توسط یانگ را نشان می‌دهد. با توجه به این جدول مشاهده می‌شود درصد خطای NO_x خروجی ۸ درصد می‌باشد، که این مقدار با توجه به آنکه مقدار گزارش شده توسط آقای یانگ، مربوط به خروجی از دودکش زباله‌سوز می‌باشد، در حالی که مقدار گزارش شده در این تحقیق، در خروجی محفظه احتراق ثانویه می‌باشد، قابل قبول می‌باشد. درصد خطای دمای خروجی با توجه به جدول زیر ۷ درصد می‌باشد. خطای کم دمای اندازه‌گیری شده نشان از پیش‌بینی مناسب پروفیل دما در شرایط مرزی دیواره‌ها می‌باشد.

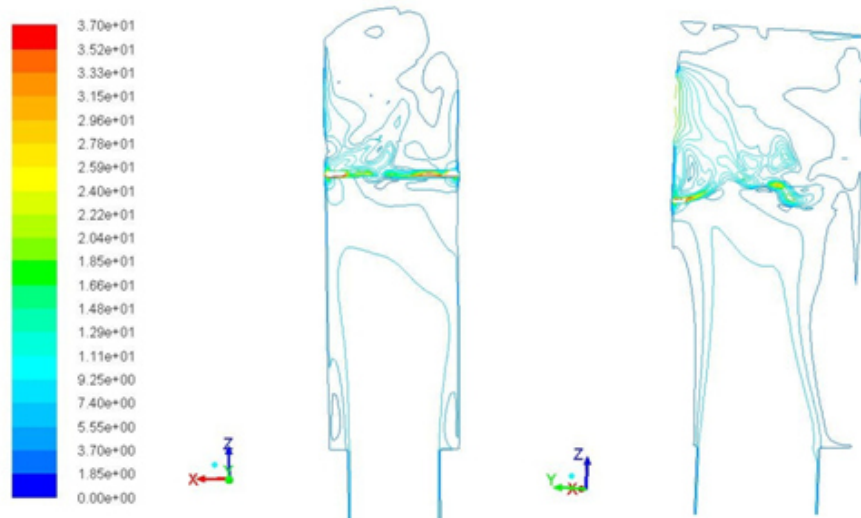


جدول ۱-۵: مقایسه نتایج مقاله یانگ با نتایج عددی بدست آمده

| نتایج عددی | نتایج یانگ | |
|------------|------------|--|
| ۱۱۷۸ | ۱۲۷۳ | دمای خروجی محفظه احتراق ثانویه ($^{\circ}K$) |
| ۶۳ | ۵۸ | NO_x خروجی محفظه احتراق ثانویه (PPM) |

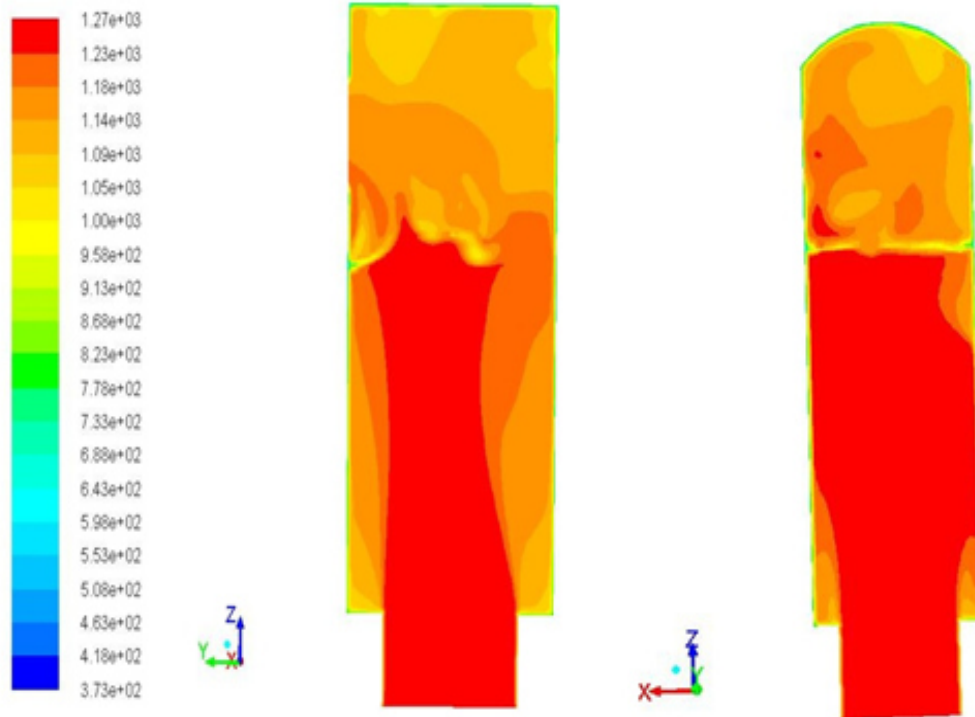
۳-۵ کانتور سرعت ودما

کانتور سرعت در محفظه احتراق ثانویه در نمای $Y-Z$ در شکل ۱-۵ نشان داده شده است. گردابه‌های کوچکی در کناره‌های محفظه احتراق مشاهده می‌شود که این گردابه‌ها باعث افزایش زمان اقامت می‌شود. کانتور سرعت در نمای $X-Z$ ، پروفیل سرعت در اطراف نازل‌های ۲ و ۳ را بخوبی نشان می‌دهد.



شکل ۱-۵: کانتور سرعت در صفحه $X-Z$ و $Y-Z$

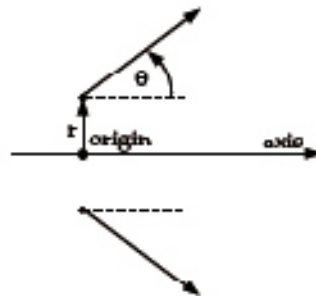
شکل ۲-۵ کانتور دما را نشان می‌دهد. دمای جریان گاز ورودی به محفظه احتراق ثانویه ۱۰۰۰ درجه سانتی‌گراد می‌باشد. همانطور که در شکل ۲-۵ نشان داده شده است با افزایش ارتفاع، شاهد افت دمای جریان اصلی گاز به علت انتقال حرارت با دیواره می‌باشیم. همچنین افت دما در اطراف نازل‌ها که به علت دمای پایین اوره تزریق شده می‌باشد، نیز در شکل قابل توجه می‌باشد.



شکل ۲-۵: کانتور دما در صفحه X-Z و Y-Z

۴-۵ بررسی اثر زاویه مخروطی^۱ نازل

همانطور که در شکل ۳-۵ نشان داده شده است منظور از زاویه مخروطی نازل، نصف زاویه دهانه خروجی نازل می‌باشد.

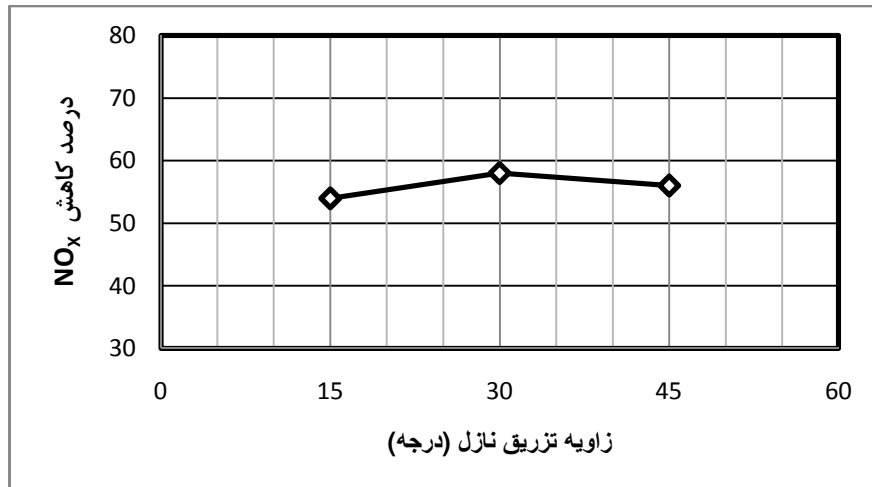


۳-۵: شمایکی از زاویه مخروطی نازل

¹ Cone angle

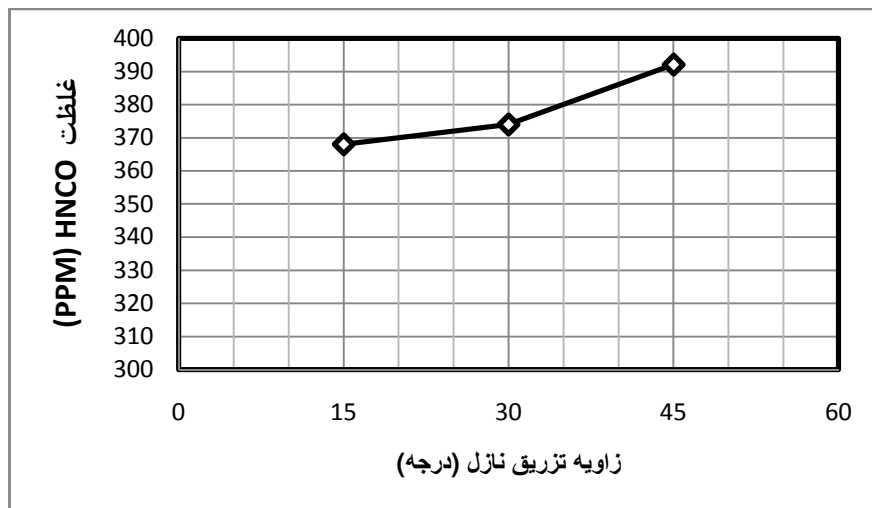


در بررسی‌های انجام شده بر روی داده‌های بدست آمده از شبیه‌سازی در زوایای مخروطی ۱۵، ۳۰ و ۴۵ درجه (شکل ۴-۵) مشاهده شد، که زاویه دهانه نازل تاثیر آنچنانی بر درصد کاهش NO_x ندارد.

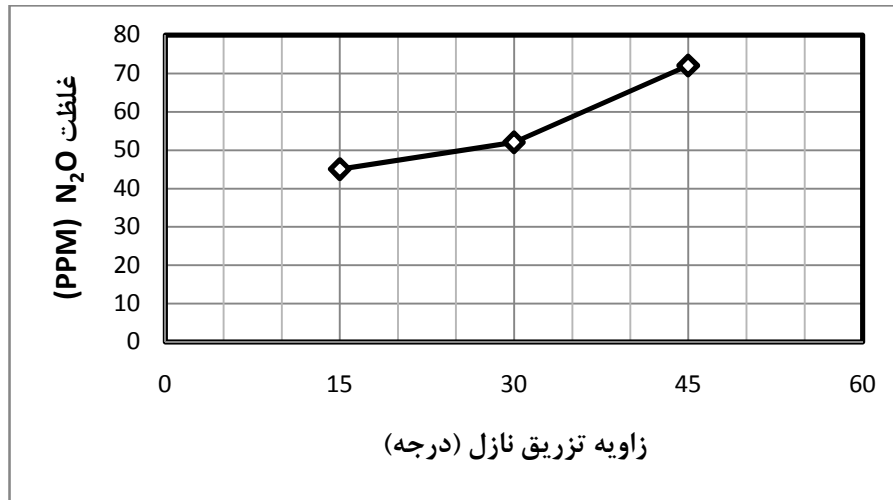


شکل ۴-۵: نمودار درصد کاهش NO_x در زوایای تزریق متفاوت

همانطور که در نمودار های شکل ۵-۵ و شکل ۶-۵ مشاهده می‌شود، در زوایای تزریق متفاوت، غلظت HNCO و N_2O به دلیل اینکه هر چه زاویه تزریق کمتر گردد، نفوذ ذرات به داخل زباله‌سوز بیشتر شده و در نتیجه زمان اقامت افزایش می‌یابد، کمتر شده است.



شکل ۵-۵: نمودار غلظت HNCO خروجی در زوایای تزریق متفاوت



شکل ۵-۶: نمودار غلظت N₂O در خروجی در زوایای تزریق مختلف

جدول ۲-۵ خلاصه‌ای از نتایج شبیه‌سازی در زوایای مختلف تزریق را نشان می‌دهد.

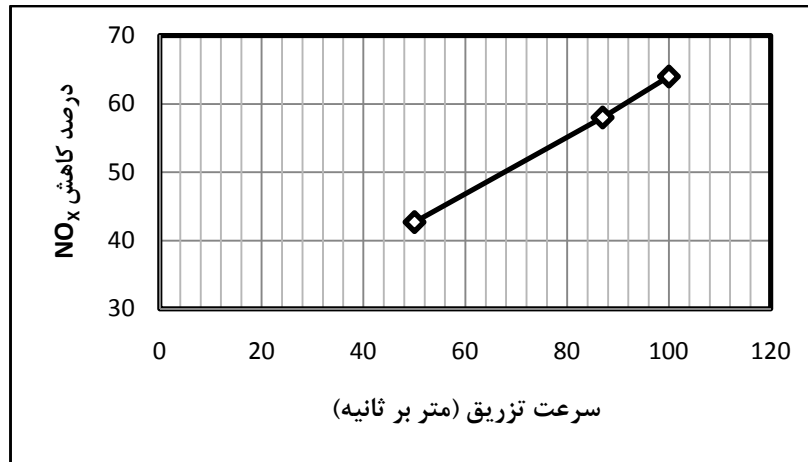
جدول ۲-۵: جدول نتایج برای زاویه مخروطی متفاوت نازل

| N ₂ O (ppm) | HNCO (ppm) | NH ₃ (ppm) | NO (ppm) | زاویه مخروطی تزریق | سرعت تزریق: ۸۷ m/s | زاویه مخروطی |
|------------------------|------------|-----------------------|----------|--------------------|--------------------|----------------|
| ۴۵ | ۳۶۸ | ۱۱۶ | ۶۹ | ۱۵ | قطر ذرات: ۴۵ μm | متفاوت نازل‌ها |
| ۵۲ | ۳۷۴ | ۱۱۳ | ۶۳ | ۳۰ | دمای تزریق: ۱۰۰ °C | |
| ۷۲ | ۳۹۲ | ۱۱۸ | ۶۶ | ۴۵ | | |

با توجه به نتایج فوق مشاهده می‌کنیم که تغییر زاویه نازل‌ها بر راندمان زباله‌سوز یا درصد کاهش NO_x تاثیر بسزایی ندارد ولی می‌تواند منجر به کاهش HNCO و N₂O شود.

۵-۵ بررسی اثر سرعت تزریق

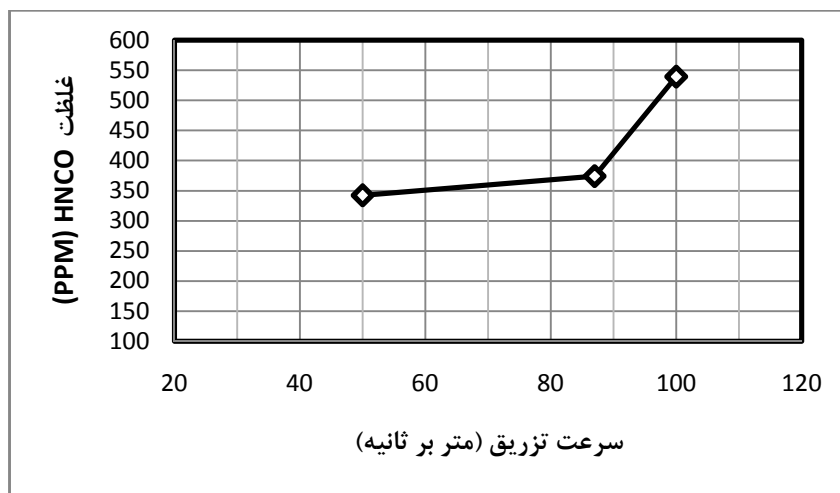
جهت بررسی اثر سرعت تزریق، شبیه‌سازی را در سه سرعت متفاوت ۵۰، ۸۷ و ۱۰۰ انجام دادیم. همانطور که در نمودار شکل ۵-۷ مشاهده می‌شود، با افزایش ۲ برابری سرعت درصد کاهش NO_x از ۴۲ درصد تا ۶۴ درصد افزایش پیدا می‌کند.



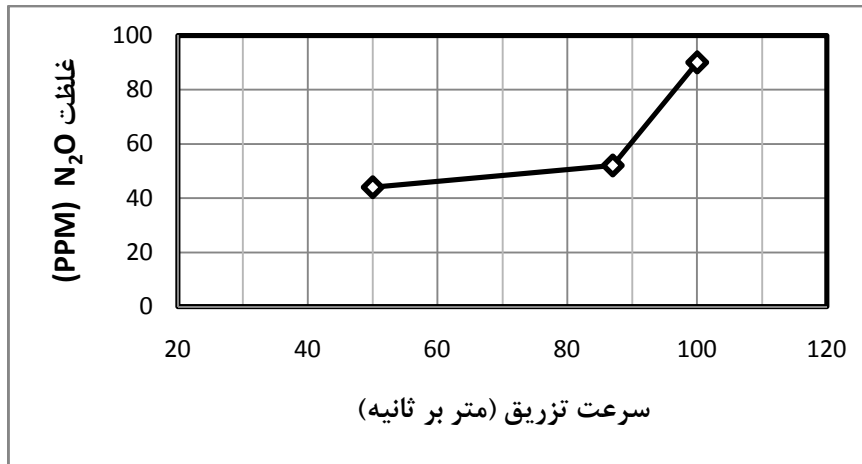
شکل ۵-۷: نمودار درصد کاهش NO_x در خروجی زباله سوز در سرعت های تزریق متفاوت

در سرعت های پایین مومنتم ذرات برای نفوذ به محفظه احتراق کم خواهد بود. اما با افزایش سرعت، مومنتم ذرات بیشتر شده و در نتیجه نفوذ بیشتری خواهند داشت. این افزایش نفوذ منجر به اختلاط بهتر می شود، در نتیجه میزان NO_x کاهش یافته، با افزایش سرعت بیشتر می شود.

افزایش سرعت تزریق، منجر به کاهش زمان اقامت می شود، که در افزایش غلظت H₂O و H₂CO در خروجی تاثیر گذار می باشد. نمودارهای شکل ۵-۸ و شکل ۵-۹، افزایش غلظت H₂O و H₂CO در خروجی را به علت افزایش سرعت تزریق نشان می دهند.



شکل ۵-۸: نمودار غلظت H₂CO خروجی در سرعت تزریق متفاوت



شکل ۵-۹: نمودار غلظت H₂O خروجی در زوایای تزریق متفاوت

جدول ۳-۵ خلاصه‌ای از نتایج شبیه‌سازی در سرعت‌های مختلف تزریق را نشان می‌دهد.

جدول ۳-۵: جدول نتایج برای سرعت متفاوت تزریق

| N ₂ O (ppm) | H ₂ O (ppm) | NH ₃ (ppm) | NO (ppm) | سرعت تزریق | زاویه مخروطی تزریق: ۳۰° قطر ذرات: ۴۵ μm دمای تزریق: ۱۰۰ °C | سرعت متفاوت تزریق |
|------------------------|------------------------|-----------------------|----------|------------|--|-------------------|
| ۴۴ | ۳۴۲ | ۱۱۹ | ۸۶ | ۵۰ | | |
| ۵۲ | ۳۷۴ | ۱۱۳ | ۶۳ | ۸۷ | | |
| ۹۰ | ۵۳۹ | ۱۶۴ | ۵۴ | ۱۰۰ | | |

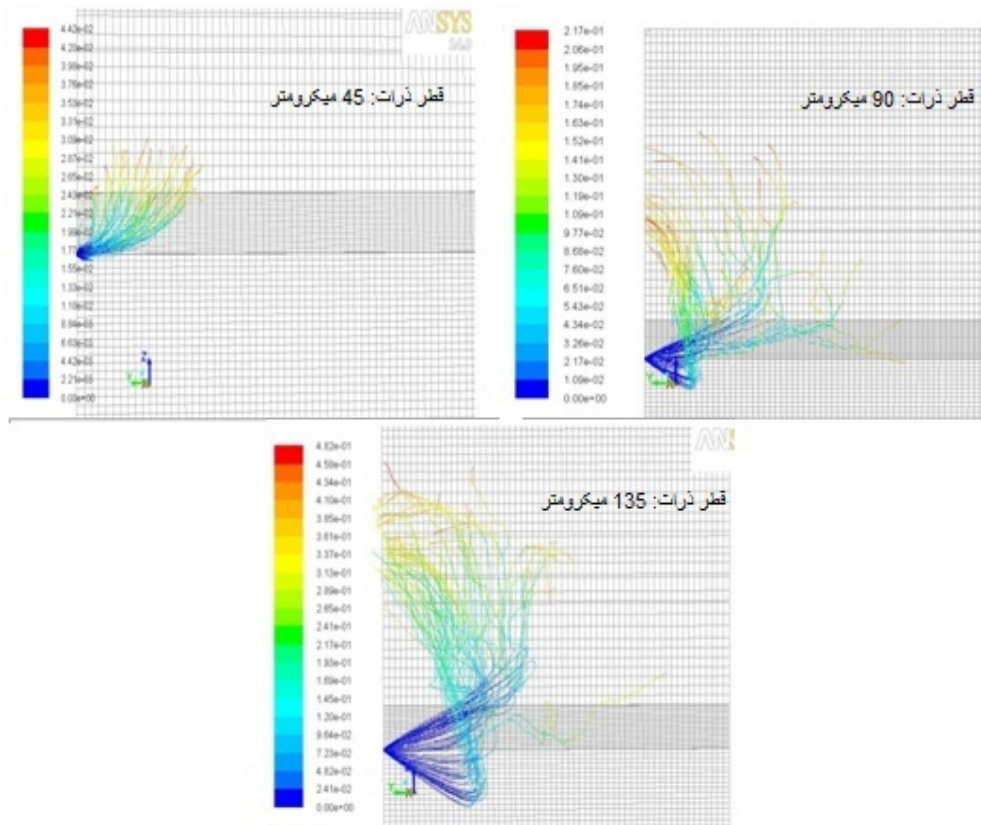
با توجه به نتایج فوق می‌توان به این نتیجه رسید که، شاید با افزایش سرعت بتوان NO_x بیشتری را کاهش داد، ولی افزایش سرعت بیش از حد، منجر به افزایش آلاینده‌های H₂O و N₂O می‌شود. بنابراین بهترین سرعت تزریق در این زباله‌سوز ۸۷ متر بر ثانیه می‌باشد، زیرا که از این سرعت بالاتر، غلظت H₂O و N₂O در خروج افزایش بسیار پیدا می‌کند.

۵-۶ بررسی اثر قطر قطرات

اندازه قطر ذرات بر میزان نفوذ ذرات، دمای انجام واکنش و همچنین زمان انجام واکنش تاثیر گذار می‌باشد. ذرات با قطر بیشتر برای تبخیر شدن به حرارت بیشتری نیاز دارند در نتیجه باعث کاهش بیشتر دمای محفظه احتراق نسبت به ذرات ریزتر می‌شوند. از طرف دیگر قطرات بزرگتر، کمتر تحت تاثیر اثر سرعت فاز



پیوسته (جریان اصلی گاز) قرار می گیرند بنابراین نفوذ بیشتری در محفظه احتراق دارند که این خود باعث اختلاط بهتر و زمان اقامت بیشتر می شود. همچنین قطرات بزرگتر نسبت به قطرات کوچکتر به دلیل اینکه دیرتر تبخیر می شوند دیرتر نیز واکنش می دهند. شکل ۵-۱۰ مسیر حرکت ذرات در سه اندازه ۴۵، ۹۰ و ۱۳۵ میکرومتر را نشان می دهد. همانطور که مشاهده می شود ذرات بزرگتر نفوذ بیشتری در دامنه حل داشته و دیرتر تبخیر شده اند.

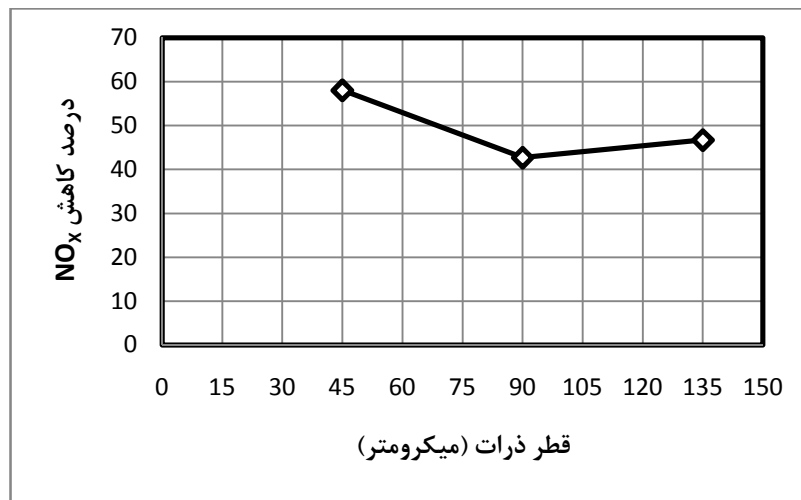


شکل ۵-۱۰: مسیر حرکت ذرات در اندازه های ۴۵، ۹۰ و ۱۳۵ میکرومتر

بنابراین هرچه اندازه قطرات تزریق شده کوچک باشد به علت سریعتر تبخیر شدن و زودتر واکنش دادن، NO_x بیشتری کاهش پیدا می کند ولی از طرفی به دلیل نفوذ و زمان اقامت کمتر امکان افزایش NO_x خروجی نیز می باشد.



دز نمودار شکل ۵-۱۱، در قطر ذره ۴۵ میکرومتر کمترین میزان NO_x را در خروجی مشاهده می‌کنیم که این به دلیل تبخیر ۱۰۰ درصدی ذرات می‌باشد. اما در قطرهای ۹۰ و ۱۳۵ میکرومتر تفاوت ناچیزی در NO_x خروجی می‌بینیم. این موضوع به این علت است که ذرات با قطر ۹۰ میکرومتر درصد بیشتری تبخیر شده‌اند ولی از طرفی دیگر ذرات با قطر ۱۳۵ میکرومتر، نفوذ و زمان اقامت بیشتری داشته‌اند.



شکل ۵-۱۱: درصد کاهش NO_x در خروجی با قطر ذرات متفاوت

جدول ۴-۵ خلاصه‌ای از نتایج شبیه‌سازی در سرعت‌های مختلف تزریق را نشان می‌دهد.

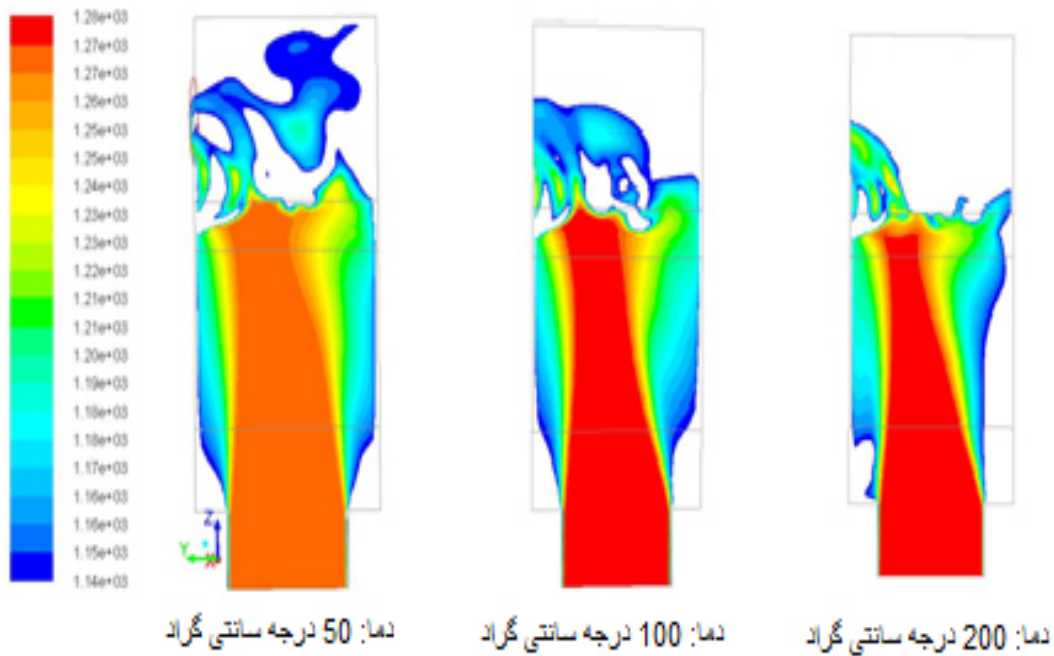
جدول ۴-۵: جدول نتایج برای قطر متفاوت قطرات

| درصد ذرات تبخیر شده | HNCO (ppm) | NH_3 (ppm) | NO (ppm) | قطر قطرات | زاویه مخروطی: تزریق: ۳۰° | قطر متفاوت قطرات |
|------------------------|---------------|------------------------|-------------|-----------|-----------------------------|---------------------|
| ۱۰۰ | ۲۷۴ | ۱۱۳ | ۶۳ | ۴۵ | سرعت تزریق: ۸۷ m/s | |
| ۸۶ | ۴۵۰ | ۱۴۸ | ۸۶ | ۹۰ | دمای تزریق: ۱۰۰ °C | |
| ۷۰ | ۳۶۱ | ۱۱۹ | ۸۰ | ۱۳۵ | | |

با توجه به جدول فوق می‌توان به این نتیجه رسید که بهترین قطر تزریق ۴۵ میکرومتر می‌باشد زیرا هم درصد کاهش NO_x بیشتر است و هم غلظت HNCO در خروجی کمتر است.

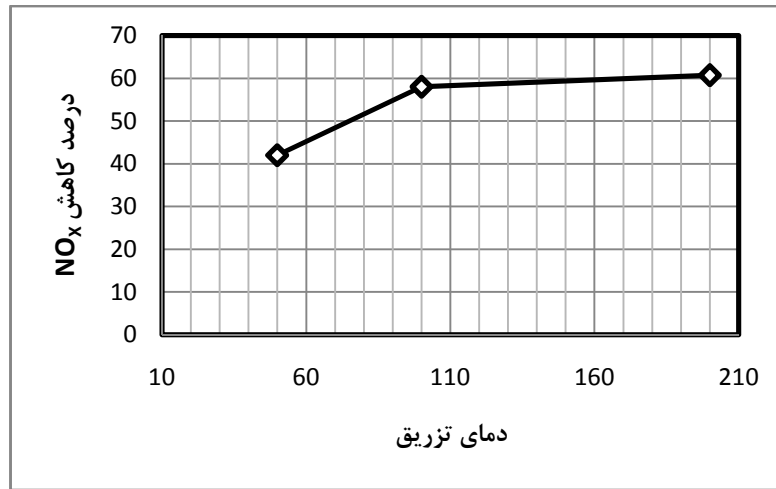
۷-۵ بررسی اثر دمای تزریق

جهت بررسی اثر دمای تزریق بر کاهش NO_x ، شبیه‌سازی را برای سه دمای متفاوت انجام شده است. افزایش دمای تزریق باعث می‌شود، کاهش دما در اطراف نازل که قبلاً نشان داده شده است، کمتر شود و همچنین با توجه به اینکه محدوده دمایی کاهش NO_x از 1143.15 درجه کلوین تا 1423.15 درجه کلوین می‌باشد، با افزایش دمای تزریق این محدوده وسیعتر می‌شود. شکل ۵-۱۲ کانتور دمایی محدوده کاهش NO_x را در سه دمای تزریق متفاوت نشان می‌دهد.



شکل ۵-۱۲: کانتور محدوده دمایی کاهش NO_x ($1143.15 - 1423.15$ درجه کلوین)

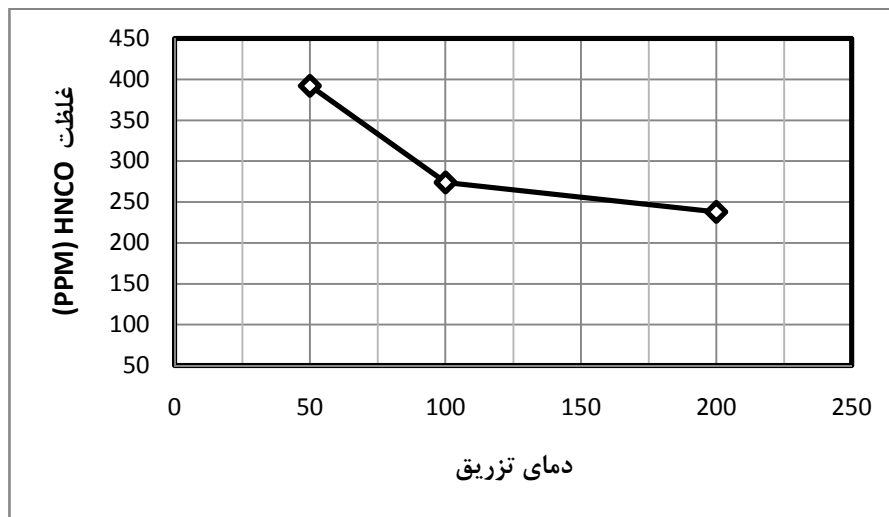
همانطور که در شکل فوق مشاهده می‌شود افزایش دمای تزریق باعث افزایش دمای محدوده موثر در کاهش NO_x می‌باشد. بنابراین با افزایش دمای تزریق با توجه به اینکه دمای بیشینه کمتر از حد بالای محدوده دمایی کاهش NO_x (1423.15) می‌باشد، می‌توان شاهد کاهش بیشتر NO_x در خروجی بود.



شکل ۵-۱۳: نمودار درصد کاهش NO_x در دمای تزریق متفاوت

با افزایش دمای تزریق، متوسط دمای محفظه احتراق افزایش پیدا می‌کند. با توجه به اینکه سرعت واکنش آمونیاک با NO شدیداً به دما وابسته است (به جدول ۳-۱ مراجعه شود). در نتیجه NO_x بیشتری کاهش پیدا می‌کند. نمودار شکل ۵-۱۳ این حقیقت را نشان می‌دهد.

افزایش دما همچنین منجر به افزایش سرعت تجزیه ایزوسیانوریک می‌شود. بنابراین شاهد غلظت کمتر ایزوسیانوریک اسید در خروجی خواهیم بود.



شکل ۵-۱۴: غلظت ایزوسیانوریک اسید در دمای تزریق متفاوت



جدول ۵-۵ خلاصه‌ای از نتایج شبیه‌سازی در دماهای مختلف تزریق را نشان می‌دهد.

جدول ۵-۵: جدول نتایج برای دمای متفاوت تزریق

| دمای خروجی | HNCO (ppm) | NH ₃ (ppm) | NO (ppm) | دمای تزریق (°C) | |
|------------|------------|-----------------------|----------|-----------------|--|
| ۱۱۵۴ | ۳۹۲ | ۱۲۵ | ۸۷ | ۵۰ | زاویه مخروطی: تزریق: ۳۰° سرعت تزریق: ۸۷ m/s |
| ۱۱۵۸ | ۲۷۴ | ۱۱۳ | ۶۳ | ۱۰۰ | قطر ذرات: ۴۵ μm |
| ۱۱۶۳ | ۲۳۸ | ۱۳۳ | ۵۹ | ۲۰۰ | |

همانطور مشاهده می‌شود با افزایش دما از ۵۰ تا ۲۰۰ درجه سانتی‌گراد راندمان زباله‌سوز ۲۰ درصد افزایش پیدا می‌کند.

فصل ششم: نتیجه گیری و پیشنهادات



۱-۶ خلاصه نتایج

نتایج حاصله نشان می‌دهد که زاویه نازل تاثیر چندانی بر کاهش اکسیدهای ازت خروجی ندارد و با افزایش زاویه نازل از ۱۵ درجه تا ۴۵ درجه NO_x کاهش یافته بین ۵۵ تا ۵۰ درصد می‌باشد.

با توجه به آنچه در فصل قبل اشاره شد، با افزایش سرعت از ۵۰ تا ۱۰۰ متر بر ثانیه در شرایط یکسان، مقدار NO_x کاهش یافته از ۴۲ درصد تا ۶۴ درصد افزایش می‌یابد ولی مقدار $HNCO$ و N_2O در خروجی افزایش می‌یابد.

با افزایش دمای تزریق از ۵۰ درجه تا ۲۰۰ درجه سانتی‌گراد شاهد افزایش درصد کاهش NO_x در حدود ۲۰ درصد در خروجی زبال‌سوز می‌باشیم.

همانطور که در فصل قبل اشاره کردیم افزایش قطر ذرات بر عوامل زیادی همچون سرعت تبخیر، زمان اقامت، دمای واکنش و میزان نفوذ تاثیر گذار می‌باشد. بنابراین با توجه به شرایط امکان دارد باعث کاهش یا افزایش NO_x خروجی شود.

به طور کلی می‌توان به این نتیجه رسید که بهینه‌ترین شرایط تزریق زاویه تزریق ۱۵ درجه، سرعت ۸۷ متر بر ثانیه و دمای ۲۰۰ درجه سانتی‌گراد با قطر ذرات ۴۵ میکرومتر می‌باشد.

۲-۶ پیشنهادات عملی

آنچه از نتایج بدست آمده مشخص است افزایش سرعت تزریق می‌تواند باعث کاهش NO_x در خروجی زبال‌سوز شود اما بایستی مدنظر قرارداد که افزایش بیش از حد سرعت امکان پذیر نمی‌باشد و حتی اگر بتوان به سرعت‌های بالا دست پیدا کرد، نیاز به هزینه بالایی می‌باشد و از طرفی منجر به افزایش $HNCO$ می‌شود.

افزایش دمای تزریق نیز باعث کاهش NO_x می‌شود. با افزایش دمای تزریق از ۵۰ تا ۲۰۰ درجه سانتی‌گراد میزان NO_x کاهش یافته ۲۰ درصد بیشتر می‌شود. لازمه افزایش دمای تزریق، افزایش انرژی مصرفی می‌-



باشد. بنابراین می‌توان جهت افزایش دما بدون افزایش انرژی که خود باعث افزایش هزینه می‌شود، از حرارت گاز خروجی از دودکش جهت بالا بردن دمای تزریق بهره برد.

۳-۶ پیشنهاد برای مطالعات آینده

می‌توان برای ادامه تحقیق در زمینه زباله‌سوزها و فرآیند SNCR موضوعات زیر را بررسی نمود:

۱. بررسی میزان کاهش انرژی و هزینه، در صورت افزایش دمای تزریق با استفاده از حرارت گاز خروجی از دودکش
۲. شبیه‌سازی احتراق زباله‌های جامد و بررسی اثر سرعت نرده آتشین بر راندمان زباله‌سوز
۳. بررسی اثر رطوبت زباله‌ها بر راندمان زباله‌سوزها
۴. بررسی اثر موقعیت مکانی نازل‌ها

منابع و مواخذ

- [1] افشین تنگدست، اکبر باغ وند، نادره پور امینی، سعید گیوه چی، "بررسی خطرات و سهم آلودگی هوای [1] ناشی از زباله سوز جهت سوزاندن پسماندهای مختلف و روش های کنترل آلودگی ناشی از زباله سوز ها"، اسفند ۱۳۸۴، - همایش آلودگی هوا و اثرات آن بر سلامت
- [2] همایش ملی سوخت، انرژی و محیط زیست، "فردوسی علی، "مروری بر انواع زباله سوزهای پزشکی [2]
- [3] Smith, "Experiments on the Selective Non-Catalytic Reduction of Nitric Oxide," no. Ph.D. Dissertation, Texas A&M University, College Station, 1995.
- [4] F., Glarborg, P., Johnsson, J. J. and Kim, D. Kasuya, "The Thermal DeNOx Process: Influence of Partial Pressures and Temperature," no. Chemical Engineering Science, pp. 1455–1466., 1995.
- [5] R.A. Perry, "System for NO Reduction Using Sublimation of Cyanuric Acid," 1989.
- [6] Y., Deguchi, S., Takei, M., Yoshino, M., and Matsuda, H. Itaya, "NO Reduction Behavior by Urea Solution Injection in the Tubular Reactor," 1997.
- [7] R. K., Lyon, "Method for the Reduction of the Concentration of NO in Combustion Effluents Using Ammonia," 1975.
- [8] S., Hanson, R. K., Saliman, "A Kinetic Study of NO Removal from Combustion Gases by Injection of NHi-Containing Compounds," 1980.
- [9] J. A., and Bowman, C. T., Miller, "Mechanism and Modeling of Nitrogen Chemistry in Combustion," 1989.
- [10] J. A., Narney, II, J. K., Cariappa, C., and Laster, W. R., Caton, "The Selective Non-Catalytic Reduction of Nitric Oxide Using Ammonia at up to 15% Oxygen," 1995.
- [11] K., Glarborg, P., Dam-Johansen, K., Kjaergaard, "Pressure Effects on the Thermal DeNOx Process," 1996.

- [12] P., Dam-Johansen, K., and Miller, J. A., Glarborg, "The Reaction of Ammonia with Nitrogen Dioxide in a Flow Reactor: Implications for the $\text{NH}_2 + \text{NO}_2$ Reaction," 1995.
- [13] R., Éverton, F. Dorota, Z., Morbidelli, A., and Carra, S., Rota, "Analysis of the Thermal DeNO_x Process at High Partial Pressure of Reactants," 2000.
- [14] توحید نودل, "تکنولوژیهای کاهش انتشار آلاینده های هوا", اسفند ۱۳۸۷
- [15] Bernd von der Heide, "SNCR Process-Best Available Technology for NO_x Reduction in Waste To Energy Plants".
- [16] M.T., Irfan, N. and Gibbs, B.M. Javed, "Control of combustion-generated nitrogen oxides by selective non-catalytic reduction'," *Journal of Environmental Management*, 2007.
- [17] V. J., Bian, J., and Tiggelen, P. J. Dooren, "Comparison of Experimental and Calculated Structures of an Ammonia-Nitric Oxide Flame: Importance of the $\text{NH}_2 + \text{NO}$ Reaction," 1994.
- [18] M., Rjel, H., Kristensen, P., Glarborg, P. and Dam-Johansen, K. Alzueta, "Laboratory Study of the CO/ NH_3 /NO/ O_2 System: Implications for Hybrid Reburn/ SNCR Strategies," *Energy & Fuels*, 1997.
- [19] J. W., and Sowa, W. A. Dill, "Nitric Oxide Reduction Using Ammonia Injection: Numerical Modeling Comparisons," *Meeting of the Western States Section of the Combustion Institute*, 1992.
- [20] T. S., and Caton, J. A. Smith, "Reductions and Conversions of Nitrogen Compounds Using Ammonia in a Selective Non-Catalytic Process for Exhaust Streams at Pressures up to 515 kPa," *Proceedings of the 1995 Central States Section/ Combustion Inst.*
- [21] P. M., Colson, J., Higgins, S., Dietz, E., and Thielen, D. Schaber, "Study of the Urea Thermal Decomposition (pyrolysis) Reaction and Importance to Cyanuric Acid Production," Jan. 10, 2003.

- [22] H., and DaCosta, H. Fang, "Thermolysis Characterization of Urea-SCR," , San Diego, 2002.
- [23] J. A., and Siebers, D. L. Caton, "Comparison of Nitric Oxide Removal by Cyanuric Acid and by Ammonia," *Combustion Science and Technology*, 1989.
- [24] M., Nielsen, C., Hulgaard, T., and Dam-Johansen, K. Jodal, "Pilot-Scale Experiments with Ammonia and Urea as Reductants in Selective Non-Catalytic Reduction of Nitric Oxide," *The Twenty-Third Symposium (International) on Combustion*, 1990.
- [25] M. U., Bilbao, R., Millera, A., Oliva, M., and Ibanez, J. C. Alzueta, "Interactions Between Nitric Oxide and Urea Under Flow Reactor Conditions," *Energy and Fuels*, 1998.
- [26] S., and Caton, J. A. Srivatsa, "Selective Non-Catalytic Reduction of Nitric Oxides by Urea: Effects of Oxygen and Carbon Monoxide," *Combustion Institute Spring Technical Meeting*, 1998.
- [27] D. P., Muzio, L. J., and Montgomery, T. A. Teixeira, "Effect of Trace Combustion Species on SNCR Performance," , Honolulu, 1991.
- [28] S. L., Ho, L., Maly, P. M., Payne R. and Seeker, W. R. Chen, "Methods for controlling N₂O emissions and for the reduction of NO_x emissions in combustion systems while controlling N₂O emissions," , 1993.
- [29] J., Heap, M. P., Pershing D. W., and Smith, P. J. Brouwer, "A Model for Prediction of Selective Non Catalytic Reduction of Nitrogen Oxides by Ammonia, Urea, and Cyanuric Acid with Mixing Limitations in the Presence of CO," 2003.
- [30] R, Antos, D., Éverton, F., and Morbidelli, M. Rota, "Experimental and Modeling Analysis of the NO_xOUT Process," *Chemical Engineering Science*, 2002.
- [31] P., Kristensen, P. G., Jensen, S. H., and Dam-Johansen, K Glarborg, "A Flow Reactor Study of HNCO Oxidation Chemistry," *Combustion and Flame*,

1994.

- [32] P.E.C., Lundström, T.S., Marjavaara, B. D. and Toyra, S. Burstrom, "CFD modeling of Selective Non-Catalytic Reduction of NO_x in grate-kiln plants," *Progress in Computational Fluid Dynamics*, 2010.
- [33] P. E. C., Antos, D., Lundström, T. S. and Marjavaara, B. D. Burstrom, "A VALIDATED MODEL FOR PREDICTION OF SELECTIVE NON-CATALYTIC REDUCTION OF NITRIC OXIDE BY CYANURIC ACID," 2012.
- [34] P. E. C., Antos, D., Lundström, T. S. and Marjavaara, B. D. Burstrom, "A CFD-based evaluation of Selective Non-Catalytic Reduction of Nitric Oxide in iron ore grate-kiln plants," 2012.
- [35] مشهد: دانشگاه فردوسی , ۱۳۸۵. محاسبات عددی کامپیوتری انتقال حرارت و حرکت سیال, مقیمان
- [36] Tae-Ho Kanga, Young-Il Lima, Won-Hyeon Eom, Seong-Joon Kim, Kyung-Seun Yoo Thanh D.B. Nguyena, "Application of urea-based SNCR to a municipal incinerator: On-site test and CFD simulation," *Chemical Engineering Journal*, pp. 36-43, 18- March 2009.
- [37] Ulrich Meingasta, Peter Wassermann, Olaf Deutschmann Felix Birkhold, "Modeling and simulation of the injection of urea-water-solution for automotive SCR DeNO_x-systems," 30 June 2006.
- [38] Pradeep K. Jha and Clinton P.T. Groth, *Tabulated chemistry approaches for laminar flames: Evaluation of flame-prolongation of ILDM and flamelet methods*. 4925 Dufferin Street, Toronto, Ontario, Canada: University of Toronto Institute for Aerospace Studies, 6 July 2011.
- [39] b, Anders Brink, Mikko Hupa Ravi Inder Singh a, *CFD modeling to study fluidized bed combustion and gasification*. India-Finland: Department of Mechanical Engineering, Guru Nanak Dev Engineering College, Gill Road, (India), Process Chemistry Center, Department of Chemical Engineering, Åbo Academy University (Finland), 2013.

- [40] S.K. and Chitre, S. Aggawal, '*Computations of turbulent evaporating spray*.: Journal PROPULSION, Vol. 7, NO.2, 1991.
- [41] مشهد: نشریه تولید و نشر آلاینده ها در کوره های تونلی سوخت مایع: آزمایش و تئوری، مقیمان [41] دانشکده مهندسی، دانشگاه فردوسی، ۱۳۸۰.
- [42] G.G. De Soete, "Overall reaction rates of NO and formation from fuel nitrogen," 1975.
- [43] D.B. Spalding, "'Mixing and Chemical Reaction in steady confined Turbulent Flames," 1971.
- [44] B.F., Hiertager, B.H., Olsen, J.G. and Bhaduri, D. Magnussen, "'On the mathematical modeling of turbulent combustion with special emphasis on soot formation and combustion," 1978.
- [45] مشهد: چاپ اول، انتشارات دانشگاه فردوسی مشهد، ۱۳۸۱. / احتراق، مقیمان [45]
- [46] Dominik Christ Bjørn Lilleberg, "A comprehensive implementation of the Eddy Dissipation Concept for turbulent combustion simulation," , Norwegian university of science and technology.

پیوست الف

```
#include "udf.h"

DEFINE_PROFILE(inlet_temperature, thread, position)
{
    real x[ND_ND];
    real z;
    face_t f;
    begin_f_loop(f, thread)
    {
        F_CENTROID(x,f,thread);
        z = x[2];
        if (z>=-1.008&&z<=0)

            F_PROFILE(f, thread, position) = 830+29.8*z;
        else
            F_PROFILE(f, thread, position) = 800-15.42*z;
    }
}
```

Abstract

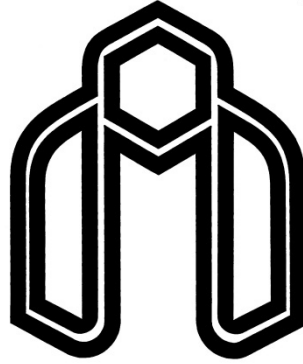
Reduction of nitrogen oxides can be by injection ammonia and using catalytic at the SCR method or just injection Ammonia or Urea at the SNCR method. Due to higher cost SCR method compared SCR method and transporting and storing Ammonia is more difficult than Urea, SNCR with urea injection method is more practical. Due to above reasons, to evaluate this method(SNCR With urea injection) and ways to increas its efficiency, wich is defined as ratio of percent of NO_x reduction to initial NO_x , discused. In this thesis, Nitrogen oxides control from output of an incinerator by one methods of NO_x reduction wich called SNCR procesed with using urea injection by simulation in the Ansys Fluent have been done.

This thsis has been validated with the result of Mr. Young-Il Lim which published 2009. Mr. Young compared error rates obtained from simulation of uniform and non-uniform diameter of injected droplets, with other experimental results.

In this paper a three-dimensional model of secondary chamber combustion in an incinerator has been studied. In all previous studies, used combustion theory is Arrheniuse model. This model is not able to investigate the effects turbulence on the reaction rate. Combustion model used in this study is EDC (Eddy Dissiption Concept). This model is able to predict the effects of turbulence and ractions kinetic on the rate of reaction.

The aim of this study was to investigate the effect of urea injection parameters such as temperature, droplets diameter, injected velocity and cone angle on nitrogen oxide emission at the normalized stoichiometric ratio (NSR) =1.8. result of evaluation of the parameters mentioned, Shows that changes in cone angle nozzle has no significant effect on the reduction of NO_x . Increasing the inlet temperature injection is increased to reduce NO_x . With increasing velocity of urea injection, NO_x reduction increases but because reducing residence time concentration of isocyanoric acic and N_2O increased. Increasing particle diameter, depending on the condition of the combustion chamber, it is possible to reduce or increase the NO_x emmision. Particle diameter, the particle penetration, reaction temperature and reaction time is affected.

Keywords:Incinerator, pollutant, Urea, Isocyanoric acid, Residence time, Combustion.



Shahrood University of Technology

Faculty of Mechanical Engineering

Study of efficiency increase in incinerators' burners

Thesis

Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of Master of
Science (M.Sc)

Reza Edalatkhani

Supervisors

Dr. M. Farzaneh gord
Dr. A. Jabbari moghadam

Date: September 2013