

Effects of Geometrical Parameters of a Two-Sided Catalyst Bed on Flow and Thermal Fields of a Monopropellant Hydrazine Thruster

Mohammad Reza Salimi

Assistant Professor, Aerospace Research Institute, Ministry of Science, Research and Technology,
Tehran, Iran

E-mail: mohammadsalimi@ari.ac.ir

In present study, a hydrazine based monopropellant thruster decomposition chamber is simulated numerically. The catalyst bed separated in two sides, the particles size in upstream side is larger than those in downstream side. Effects of upstream side length and its particles diameter on catalyst bed characteristics were investigated. To this end, three standard particles sizes of mesh: 16.5, 25 and 30 for the upstream side and two standard particles diameter of 1/8 and 1/16 (in) for downstream side were analyzed. Additionally, three upstream side lengths of 2.5, 5 and 7.5 (mm) were used while the length of bed is 6.5 (cm). Simulations were performed in three bed loading coefficients of 16.5, 25 and 35 (kg/m²s). The related results showed the effectiveness of upstream side on flow and thermal fields are strongly depends on the ration of particles sizes in upstream and downstream sides. Moreover, the upstream side length and bed loading are two important factors affecting the upstream side effectiveness.

Keywords: Monopropellant thruster, Catalyst bed, Numerical simulation, Two-sided bed



COPYRIGHTS

© 2022 by the authors. Published by Aerospace Research Institute. This article is an open access article distributed under the terms and conditions of [the Creative Commons Attribution 4.0 International \(CC BY 4.0\)](https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/).

How to cite this article:

M. R. Salimi, "Effects of Geometrical Parameters of a Two-Sided Catalyst Bed on Flow and Thermal Fields of a Monopropellant Hydrazine Thruster," *Journal of Space Science and Technology*, Vol. 15, No. 1, pp. 93-110, 2022 (in Persian), <https://doi.org/10.30699/jsst.2021.240233.1291>.

تأثیرات پارامترهای هندسی یک بستر دوبخشی بر میدان جریان و انتقال حرارت محفظه تجزیه یک رانشگر تک مؤلفه‌ای هیدرازین

محمد رضا سلیمی^۱

پژوهشگاه هوافضا، وزارت علوم، تحقیقات و فناوری، تهران، ایران

ایمیل: mohammadsalimi@ari.ac.ir

چکیده

در این تحقیق، محفظه تجزیه یک رانشگر تک مؤلفه‌ای بر پایه پیشرانه هیدرازین بصورت عددی شبیه‌سازی شده است. بستر کاتالیستی مورد بررسی، دو جزئی بوده و اثرات پارامترهایی مانند ضخامت ناحیه بالادستی و قطر ذرات تشکیل دهنده آن روی عملکرد محفظه تجزیه بررسی می‌شوند. در این راستا سه قطر گرانول استاندارد با عدد مش ۱۶/۵، ۲۵ و ۳۰ با ضخامت‌های ناحیه بالادستی ۲/۵ (mm)، ۵ (mm) و ۷/۵ (mm) در یک بستر کاتالیستی به طول ۶/۵ (cm) مطالعه شده‌اند. شبیه‌سازی‌ها برای دو نوع گرانول در بستر اصلی با قطرهای استاندارد ۱/۸ (in) و ۱/۱۶ (in) در ضرایب بارگذاری ۱۶/۵ (kg/m²s)، ۲۵ (kg/m²s) و ۳۵ (kg/m²s) انجام شده است. نتایج حاصل نشان می‌دهند که میزان تأثیرگذاری بخش بالادست بستر کاتالیستی به نسبت اندازه ذرات تشکیل دهنده بستر اصلی به ناحیه بالادستی به شدت وابسته است. همچنین، طول ناحیه بالادستی و بارگذاری بستر پارامترهای مهمی در میزان تأثیرگذاری ناحیه بالادستی بشمار می‌روند.

واژه‌های کلیدی: رانشگر تک مؤلفه‌ای هیدرازین، بستر کاتالیستی، تجزیه هیدرازین، اندازه گرانول، طول ناحیه بالادستی کاتالیست

Z

موقعیت در طول محفظه احتراق

علائم و اختصارات

مقدمه

رانشگرهای شیمیایی تک مؤلفه‌ای امروزه برای مأموریت‌های مختلف فضایی نظیر حفظ موقعیت^۲، خروج از مدار^۳، تزریق یا انتقال مداری^۴ و کنترل وضعیت^۵ استفاده می‌شوند [۱]. یک رانشگر تک مؤلفه‌ای از اجزای مختلفی نظیر انژکتور، بستر کاتالیسی و نازل تشکیل شده است. هیدرازین مایع بعد از خروج از مخزن توسط یک انژکتور روی بستر تزریق می‌شود. در اثر تجزیه هیدرازین گاز دما بالا تشکیل شده

$L^{N_2H_4}$

G

C_p

A_p

$P_{vr}^{N_2H_4}$

$M^{N_2H_4}$

R_u

$D^{N_2H_4}$

A

T_A

گرمای نهان تبخیر هیدرازین

بارگذاری بستر

ظرفیت حرارتی

سطح مؤثر گرانول‌های کاتالیست

فشار بخار هیدرازین

جرم مولکولی هیدرازین

ثابت جهانی گاز

پخش جرمی هیدرازین

ضریب نرخ واکنش هیدرازین در رابطه آرنیوس

دمای فعال‌سازی واکنش

2 station keeping
3 de-orbiting
4 Orbital Transfer
5 Attitude Control

۱. استادیار



COPYRIGHTS

محفظه باشد [۶]. بطور کلی ناپایداری چاگینگ بیشتر در موتورهایی با فشار محفظه احتراق کم (100-500 Psia) به وقوع می‌پیوندد. بنابراین رانشگرهای تک مؤلفه‌ای معمولاً با این نوع از ناپایداری بیشتر مواجه هستند [۶].

از میان اولین تحقیقات انجام شده روی ناپایداری چاگینگ می‌توان به کار سامرفیلد در سال ۱۹۵۱ [۷] و اونس در سال ۱۹۷۲ اشاره کرد [۸]. این تحقیقات بصورت تحلیلی انجام شده و مدل دینامیکی مجموعه محفظه احتراق و سامانه تغذیه در آنها استخراج شده است. دلیل بروز ناپایداری چاگینگ در این تحقیقات، تأخیر زمانی بین پاشش و کامل شدن احتراق عنوان شده که می‌تواند منجر به نوسانات میرا شونده، رشد کننده و ثابت شود. تحقیقات فوق نشان می‌دهند که پارامترهای مختلفی مانند افت فشار در عرض انژکتور، طول لوله‌های سامانه تغذیه و نسبت حجم محفظه احتراق به سطح نازل، از پارامترهای تأثیرگذار روی این شکل از ناپایداری هستند.

یکی از پارامترهای تأثیرگذار در کاستن از ناپایداری چاگینگ کاستن از تأخیر زمانی واکنش‌های شیمیایی است. این کار می‌تواند با استفاده از پیشران‌های سریع‌تر و یا بستر کاتالیستی با ابعاد گرانول‌های کوچکتر انجام شود [۸]. البته لازم بذکر است که استفاده از گرانول‌های کوچک خود باعث افزایش افت فشار در محفظه تجزیه می‌شود که آثار نامطلوبی روی ناپایداری چاگینگ دارد. بنابراین باید مصالحه‌ای بین قطر ذرات و افت فشار برای رسیدن به شرایط بهینه برقرار شود.

آن و همکارانش در سال ۲۰۱۱، اثرات فشار محفظه تجزیه و نسبت طول به قطر آن را که با عنوان نسبت منظری^{۱۴} شناخته می‌شود، روی ناپایداری چاگینگ مورد مطالعه قرار دادند. مطالعات آنها به صورت تجربی و روی یک رانشگر تک مؤلفه‌ای با پیشران آب اکسیژنه انجام شد. نتایج مطالعات نشان داد که پارامترهای بررسی شده تأثیر چشمگیری روی نوسانات فشار از مرتبه چند ده هرتز دارند. همچنین افزایش افت فشار در طول بستر تجزیه و افزایش نسبت منظری (طول به قطر)، هر دو اثرات نامطلوبی روی ناپایداری چاگینگ دارند. البته شایان ذکر است که پارامترهای فوق از هم مستقل نبوده و کاهش نسبت منظری خود به خود سبب کاهش میزان افت فشار داخل محفظه تجزیه نیز می‌شود [۹]. آنها در تحقیق مشابهی به مطالعه اثرات واکنش‌پذیری کاتالیست^{۱۵} و ابعاد گرانول‌ها روی ناپایداری چاگینگ پرداختند. برای این کار آنها دو اندازه متفاوت ذرات در محدوده‌های عدد شبکه (۱۶-۱۰) و (۲۰-۱۶) را برای سه نسبت منظری مختلف محفظه تجزیه آزمایش کردند. نتایج آنها نشان می‌دهد که افزایش واکنش‌پذیری کاتالیست (استفاده از فلز فعال

که بر اثر عبور از یک نازل همگرا-واگرا نیروی پیشران تولید می‌کند [۲]. عملکرد بستر کاتالیستی تابع عوامل متعددی مانند: دما و فشار ورودی پیشران، نحوه تزریق پیشران و خصوصیات ذرات کاتالیست به خصوص اندازه آنها است. به عنوان نمونه، تحقیقات نشان می‌دهد که دمای ورودی پیشران تأثیر قابل توجهی روی تأخیر زمانی احتراق^۶ و ضربه فشار اولیه^۷ در هنگام استارت رانشگر دارد. به طوری که با کاهش دمای پیشران، ورودی تأخیر احتراق و ضربه فشار اولیه هر دو افزایش می‌یابند [۲]. نوسانات ناخواسته فشار عموماً در رانشگرهای تک مؤلفه‌ای هیدرازینی مشاهده می‌شود، اما حین استارت سرد^۸ امکان تشکیل یک ضربه فشاری قدرتمند در اثر تزریق بیش از اندازه پیشران در محفظه تجزیه وجود دارد. این نوسان فشار در صورت انتقال به مسیر تغذیه، منجر به ایجاد نوسان در دبی پیشران می‌شود که می‌تواند آغاز یک چرخه هم‌افزای ناپایداری احتراق باشد [۳]. علاوه بر دمای پیشران، ترکیب محفظه احتراق نیز تأثیر قابل توجهی روی ضربه فشار اولیه و نوسانات فشار دارد. بطوریکه استفاده از ذرات کاتالیست کوچکتر در مجاورت انژکتور - تنها سبب کاهش تأخیر زمانی احتراق می‌شود، بلکه ضربه فشار اولیه که می‌تواند منجر به بروز خرابی در سامانه سوخت رسانی^۹ شود را نیز بهبود می‌بخشد [۴].

به طور کلی، سه نوع ناپایداری در عملکرد یک موتور مشاهده می‌شود، ناپایداری‌های فرکانس پایین که تحت عنوان چاگینگ^{۱۰} شناخته می‌شوند، ناپایداری‌ها با فرکانس متوسط که معروف به بازیگ^{۱۱} هستند و ناپایداری‌های فرکانس بالا که با عنوان اسکریمینگ^{۱۲} شناخته می‌شوند. محدوده فرکانسی این ناپایداری‌ها از حدود (Hz) ۱۰ تا (Hz) ۵۰۰۰ در موتورهای پیشران مایع تک و دو مؤلفه‌ای مشاهده شده است [۵]. در میان ناپایداری‌های فوق، ناپایداری چاگینگ با توجه به تأثیرات مخربی که روی عملکرد و عمر موتور دارد، بیشتر مورد توجه محققین قرار دارد. این نوع ناپایداری معمولاً مربوط به سامانه تغذیه موتور می‌شود. به این معنی که نوسانات فشار داخل موتور به سامانه تغذیه منتقل شده و پدیده تشدید رخ می‌دهد و یا نوسانات سامانه تغذیه با فرکانس‌های طبیعی مربوط به سازه ترکیب^{۱۳} می‌شود [۵]. بنابراین یکی از پارامترهای مهم در عملکرد سامانه‌های پیشرانشی، نوسانات فشار داخل محفظه احتراق است. به عنوان یک معیار سرانگشتی برای جلوگیری از بروز ناپایداری چاگینگ، نوسانات فشار داخل محفظه احتراق نباید بیشتر از ۵٪ متوسط فشار

6 Ignition-delay time

7 First pulse pressure spiking

8 Cold start

9 Feed System

10 Chugging Instability

11 Buzzing Instability

12 Screaming Instability

13 Coupling of Structural and Feed System Frequencies

14 Chamber Aspect Ratio

15 Catalyst Reactivity

پرریسک استفاده می‌شد. امروزه روش‌های عددی، علاوه بر کاستن از هزینه‌های تست و کاهش ریسک، کمک قابل توجهی به تسریع فرآیند توسعه رانشگرها نیز کرده‌اند [۱۳].

تحقیقات کستن [۱۵-۱۳] و شنکار [۱۶]، جزء اولین تحقیقاتی هستند که در آنها مدل ریاضی نسبتاً دقیقی برای تجزیه هیدرازین روی بستر ایریدیم توسعه داده شده است. کستن یک مدل تحلیلی برای بررسی رفتار پایا و وابسته به زمان بستر کاتالیستی ایجاد و یک برنامه کامپیوتری بر مبنای آن توسعه داد. در مدل تحلیلی او، انتقال جرم از جریان به سطح بیرونی ذرات کاتالیست و از سطح به داخل آنها لحاظ شده است. لازم بذکر است که مدل توسعه داده شده کستن با وجود قدیمی بودن آنچنان کامل است که هنوز در طراحی‌ها از آن استفاده می‌شود [۱۷].

در تحقیقات شنکار [۱۶] مدل‌های عددی موجود برای در نظر گرفتن ناحیه القایی^{۱۹} در بستر کاتالیستی اصلاح شدند. بطور کلی بستر کاتالیستی در یک رانشگر تک مؤلفه‌ای به سه بخش القایی، دوفازی^{۲۰} و پسا القایی^{۲۱} تقسیم می‌شود. در ناحیه القایی تنها هیدرازین تجزیه شده و گرمای ناشی از واکنش، صرف افزایش دمای خود هیدرازین می‌شود. این ناحیه با افزایش دمای ناگهانی پیشرانده تا نقطه جوش پایان می‌یابد. بعد از ناحیه القایی، هیدرازین در دو فاز مایع و گاز در دمای جوش متناسب با فشار محفظه تجزیه حضور دارد. تحقیقات نشان می‌دهد که ضخامت ناحیه دوفازی بسیار کمتر از ناحیه القایی بوده و می‌توان در محاسبات از آن صرف‌نظر کرد. ناحیه پسا القایی که بخش اعظم محفظه تجزیه را شامل می‌شود، مربوط به تجزیه هیدرازین و آمونیاک در فاز گاز می‌شود. روش شنکار عددی بوده و معادلات مربوط به تجزیه پیشرانده در آن بصورت گذرا تحلیل می‌شوند. لازم بذکر است که آنها با استفاده از این روش توانستند اثرات پارامترهایی نظیر فشار محفظه تجزیه، بارگذاری بستر^{۲۲} روی توزیع دما و گونه‌های شیمیایی را مدل‌سازی کنند [۱۶].

هوانگ و همکارانش در سال ۲۰۱۲ [۱۷] با استفاده از مدل تحلیلی شنکار و همکارانش برای ناحیه القایی و مدل یک بعدی کستن برای ناحیه پسا القایی، اثرات تخریب شدن ذرات بستر کاتالیستی روی عملکرد یک رانشگر هیدرازینی را مطالعه کردند. بستر کاتالیستی در شبیه‌سازی‌های آنها شامل دو بخش بالادست (ذرات کوچک) و پایین دست (ذرات بزرگ) می‌شود که با توجه به مشاهدات تجربی، خرابی‌ها عمدتاً در بخش بالادست بوقوع می‌پیوندند. دلیل این موضوع نیز تنش‌های حرارتی شدیدتر وارد بر ذرات این ناحیه و

مناسب‌تر بصورت ترکیب PbO و MnO_2 تأثیر چشمگیری در کاهش ناپایداری چاگینگ دارد. همچنین استفاده از ذرات کاتالیست بزرگ‌تر در صورتیکه توانایی تجزیه کامل پیشرانده را داشته باشند، دلیل کاستن از افت فشار در طول بستر مطلوب‌تر است [۱۰].

هیو و همکارانش در سال ۲۰۱۸ با اشاره به تأثیرات افت فشار روی ناپایداری چاگینگ، استفاده از یک بستر کاتالیستی دوبرخشی^{۱۶} برای برآورده کردن دو هدف تجزیه کامل پیشرانده و ممانعت از بروز نوسانات فشار را پیشنهاد کردند. مطالعات آنها بصورت تجربی روی یک رانشگر با پیشرانده پروکسید هیدروژن انجام شد. بخش بالادست بستر شامل ذرات کوچک با قطر (mm) $1/18 - 2/00$ و بخش پایین دست آن شامل ذرات بزرگتر با قطر (in) $1/8$ بود. از آنجاکه تجزیه پیشرانده در بخش پایین دست تا حدود زیادی حرارتی^{۱۷} است، استفاده از ذرات بزرگتر با سطح مؤثر کمتر، تأثیری روی واکنش‌پذیری بستر نداشته و تنها منجر به کاهش افت فشار می‌شود. در حالیکه در ناحیه بالادست تجزیه کاملاً کاتالیستی بوده و شدیداً وابسته به سطح مؤثر ذرات است. از این‌رو استفاده از ذرات با قطر کم می‌تواند واکنش‌پذیری محفظه تجزیه را تا حدود زیادی بهبود دهد. آنها با استفاده از این روش توانستند بدون تغییر قابل توجه در واکنش‌پذیری بستر، افت فشار را به میزان قابل توجهی کاهش دهند [۱۱].

یان و همکارانش در سال ۲۰۰۹ [۱۲] تأثیرات پارامترهای مختلفی از جمله: اندازه ذرات بستر کاتالیستی روی نوسانات فشار را بصورت تجربی مورد مطالعه قرار دادند. برای این کار، آنها یک رانشگر (N) ۵ با پیشرانده هیدرازین و بستر کاتالیست متشکل از گرانول‌های آلومینا با پوشش فلز فعال ایریدیم ساختند. بستر کاتالیستی آنها از دو بخش بالادستی با ذرات کاتالیستی کوچک و بخش اصلی حاوی ذرات بزرگ تشکیل شده بود. اندازه ذرات در این دو بخش نیز بر مبنای معیار عدد شبکه^{۱۸} بترتیب ۱۴-۱۸ برای بخش اصلی و ۲۰-۲۵ برای ناحیه بالادست در نظر گرفته شده بود. نتایج آنها نشان می‌دهد که استفاده از فنر نگه‌دارنده بستر با سختی کمتر، چگونگی می‌تواند نوسانات فشار را تا ۳۰٪ کاهش دهد. همچنین استفاده از یک روزنه با ضخامت یک سوم قطر گلوگاه نازل، قبل از شیر کنترل رانشگر می‌تواند از انتشار امواج فشار در مسیر تزریق پیشرانده ممانعت کرده و از این طریق نوسانات فشار را تا حد قابل توجهی کاهش دهد.

تا قبل از رایج‌شدن دینامیک سیالات محاسباتی در علوم مختلف، برای بررسی عملکرد رانشگرها، غالباً از آزمون‌های پرهزینه و

19. Induction region
20. Two Phase region
21. Post-induction region
22. Bed Loading

16. Dual-catalytic bed
17. Thermal Decomposition
18. Mesh number

از میان تحقیقات انجام گرفته در داخل کشور می‌توان به تحقیق کریمیایی و همکارانش در سال ۲۰۱۹ [۲۲]، که در آن طراحی یک رانشگر تک مؤلفه ۱۰ نیوتنی تشریح می‌شود، سلیمی در سال ۲۰۲۰ [۲۳] که در آن تأثیر اندازه و تراکم ذرات روی عملکرد یک رانشگر تک مؤلفه بررسی می‌شود و ندافی پور و همکارانش در سال ۲۰۲۰ [۲۴] اشاره کرد.

در تحقیق حاضر، عملکرد یک بستر کاتالیستی دوبخشی تحلیل می‌شود. برای این کار یک برنامه کامپیوتری یک بعدی برای تحلیل جریان واکنشی در محیط متخلخل توسعه داده شده است. برنامه موجود نرخ تجزیه هیدرازین در مجاورت کاتالیست ایریدیم را از طریق روابط آرینیوس تحلیل می‌کند. همچنین از فرض تعادل ترمودینامیکی و شیمیایی بین دو فاز گاز و ذرات کاتالیست صرفنظر شده است. بنابراین معادلات انرژی و انتقال گونه‌های شیمیایی جداگانه‌ای برای فازهای جامد و گاز نوشته و تحلیل می‌شوند. صرفنظر کردن از تعادل ترمودینامیکی و شیمیایی امکان در نظر گرفتن مکانیسم‌های انتقال جرم و حرارت به ذرات کاتالیست و از آنها به جریان گاز را میسر می‌سازد. همچنین ناحیه القایی اولیه که در آن فرآیند تغییر فاز هیدرازین از مایع به گاز انجام می‌شود نیز در این برنامه تحلیل شده است. با استفاده از برنامه کامپیوتری حاضر، بستر کاتالیست دوبخشی تحلیل شده و اثرات پارامترهای متفاوتی نظیر قطر ذرات تشکیل‌دهنده ناحیه بالادست و طول این ناحیه مطالعه شده است. همچنین اثرات دبی جرمی پیشرانه از طریق پارامتر بارگذاری بستر بررسی شده است. بر مبنای بررسی‌های بعمل آمده، نوآوری تحقیق حاضر در مطالعه پارامتریک تأثیرات ناحیه بالادست روی عملکرد بستر تجزیه با استفاده از روش عددی است که توضیحات آن در بخش بعد ارائه می‌شود.

معادلات حاکم

جریان گاز و واکنش‌های شیمیایی داخل بستر کاتالیست بصورت یک‌بعدی شبیه‌سازی می‌شوند. مدل یک بعدی حاضر از دو بخش تشکیل شده است. بخش اول مربوط به تبخیر و گازی‌سازی پیشرانه بوده که در ناحیه القایی^{۲۶} محفظه احتراق بوقوع می‌پیوندد. در این ناحیه، معادله ساده شده انرژی مطابق با تحقیق شنکار و همکارانش [۱۶] استفاده شده که نتیجه آن محاسبه طول ناحیه القایی به همراه خواص ترمودینامیک گاز در طول آن است. بر مبنای تحقیق شنکار و همکارانش [۱۶]، دما به صورت زیر در طول ناحیه القایی تغییر می‌کند:

در نتیجه ترک خوردن و شکستن آنها است. آنها اثرات مربوط به خرابی ذرات را با تغییر دادن خواص محیط متخلخل مانند: قطر ذرات، ضریب تخلخل و سطح مؤثر کاتالیست وارد محاسبات کردند. نتایج آنها نشان می‌دهد که شکستن و تخریب شدن ذرات کاتالیست روی افت فشار و کسر جرمی گونه‌ها تأثیر قابل توجهی دارد.

پاسینی و همکارانش در سال ۲۰۱۰ یک مدل یک بعدی رتبه کاسته برای شبیه‌سازی تجزیه پیشرانه آب اکسیژنه در محفظه تجزیه یک رانشگر تک مؤلفه‌ای معرفی کردند. امتیاز مدل آنها در مقایسه با مدل‌های پیشین، کاستن از هزینه‌های محاسباتی (از طریق حذف معادلات انتقال اندازه حرکت و انرژی) و در نظر گرفتن فرآیند تبخیر قطرات داخل بستر است. البته لازم بذکر است که در نظر نگرفتن پارامترهایی مانند دمای دیواره محفظه احتراق، اثرات قطر ذرات کاتالیست روی نرخ پیشرفت واکنش‌ها و عدم تعادل ترمودینامیکی موجود بین فازهای جامد و گاز از مهمترین محدودیت‌های مدل آنها محسوب می‌شود. آنها با استفاده از مدل توسعه داده خود اثرات اندازه ذرات بستر، فشار و نسبت منظری محفظه تجزیه را مورد مطالعه قرار دادند [۱۸].

جانگ و چویی در سال ۲۰۱۷ مدل پاسینی و همکارانش را اصلاح کرده و از آن برای مطالعه پارامتریک یک محفظه تجزیه پیشرانه آب اکسیژنه استفاده کردند. آنها اثرات اندازه ذرات کاتالیست روی نرخ پیشرفت واکنش‌های شیمیایی را وارد مدل کرده و با استفاده از آن مقدار بهینه‌ای برای ظرفیت کاتالیست ۶ و افت فشار بدست آوردند. لازم بذکر است که کمیت ظرفیت کاتالیست از تقسیم دبی جرمی به حجم محفظه تجزیه حاصل می‌شود [۱۹].

چگونگی واکنش‌های شیمیایی در نواحی مختلف بستر کاتالیستی توسط روش‌های مبتنی بر حل معادلات ناویر استوکس نیز مطالعه شده است. از این میان می‌توان به تحقیق هو و همکارانش در سال ۲۰۱۴ [۲۰] و ژنگ و همکارانش در سال ۲۰۱۶ [۲۱] اشاره کرد. آنها فرآیند تبخیر و تجزیه هیدرازین را با استفاده از مدل دوفازی مخلوط^{۲۳} و با در نظر گرفتن انتقال جرم شبیه‌سازی کردند. هر دو نوع واکنش همگون^{۲۴} (فاز گاز) و ناهمگون^{۲۵} (در حضور کاتالیست) در محاسبات آنها در نظر گرفته شده و پروفیل دمای حالت پایا در طول محفظه تجزیه با داده‌های تجربی مقایسه شده است. نتایج نشان از دقت شبیه‌سازی‌های آنها دارد. لازم بذکر است که تحلیل معادلات کامل ناویر استوکس در دو و سه بعد، اگرچه دقت محاسبات را افزایش می‌دهد، اما با توجه به هزینه‌های محاسباتی، کمتر برای طراحی و بهینه سازی استفاده می‌شوند.

23. Mixture model
24. Homogenous
25. Heterogeneous

$$Y_g^{H2} = \left(\frac{M^{H2}}{2M^{N2H4}} \right) (1 - Y_g^{N2H4}) \quad (۶)$$

همانطور که مشاهده می‌شود، بعد از محاسبه کسر جرمی هیدرازین، کسر جرمی سایر گونه‌ها بر مبنای ضرایب استیکیومتری معادلات تجزیه هیدرازین و آمونیاک محاسبه شده‌اند. معادلات حاکم بر تجزیه هیدرازین و آمونیاک بصورت زیر هستند:



بعد از مشخص شدن خواص جریان در انتهای ناحیه القایی، تحلیل تجزیه هیدرازین در فاز گاز روی بستر کاتالیستی شروع می‌شود. در این حالت معادلات دیفرانسیل مربوط به انرژی و کسر جرمی گونه‌ها برای فازهای جامد و گاز تحلیل می‌شوند. دلیل این موضوع نیز نبود تعادل ترمودینامیکی و شیمیایی بین دوفاز جامد و گاز در بستر کاتالیستی است. بنابراین معادلات حاکم نیز به دو بخش جامد و گاز تقسیم می‌شوند. معادلات فاز جامد، متشکل از معادله انرژی و گونه‌های شیمیایی هستند که منظور از گونه‌های شیمیایی در آنها بخشی است که با کاتالیست تشکیل پیوند داده است. معادلات حاکم بر دما و گونه‌های شیمیایی در فاز جامد در این تحقیق بصورت زیر هستند:

$$\frac{dT_s}{dt} = -\frac{1}{\rho_s C_s} [\Delta H_{N2H4} + \Delta H_{NH3}] + \frac{3h_c}{d_p \rho_s C_s} (T_g - T_s) \quad (۹)$$

$$\frac{dY_s^{N2H4}}{dt} = -\frac{1}{\varepsilon_p} r_{N2H4} + \frac{3k_c^{N2H4}}{\varepsilon_p d_p} (Y_g^{N2H4} - Y_s^{N2H4}) \quad (۱۰)$$

$$\frac{dY_s^{NH3}}{dt} = \frac{1}{\varepsilon_p} \left[r_{N2H4} \frac{M^{NH3}}{M^{N2H4}} - r_{NH3} \right] + \frac{3k_c^{NH3}}{\varepsilon_p d_p} (Y_g^{NH3} - Y_s^{NH3}) \quad (۱۱)$$

$$\frac{dY_s^{H2}}{dt} = \frac{1}{\varepsilon_p} \left[r_{N2H4} \frac{M^{H2}}{2M^{N2H4}} + r_{NH3} \frac{3M^{H2}}{2M^{NH3}} \right] + \frac{3k_c^{H2}}{\varepsilon_p d_p} (Y_g^{H2} - Y_s^{H2}) \quad (۱۲)$$

$$\frac{dY_s^{N2}}{dt} = \frac{1}{\varepsilon_p} \left[r_{N2H4} \frac{M^{N2}}{2M^{N2H4}} + r_{NH3} \frac{M^{N2}}{2M^{NH3}} \right] + \frac{3k_c^{N2}}{\varepsilon_p d_p} (Y_g^{N2} - Y_s^{N2}) \quad (۱۳)$$

معادلات فوق معرف تغییرات دما و کسر جرمی گونه‌های شیمیایی در سطح کاتالیست (Y_s) با زمان هستند. همانطور که مشاهده می‌شود، سمت راست معادلات فوق به دو بخش واکنشی و

$$\frac{dT_g}{dZ} = \left(\frac{\Delta H_r^{N2H4} - L^{N2H4}}{GC_p} \right) A_p P_{vr}^{N2H4} \left(\frac{M^{N2H4}}{R_u T} \right) \sqrt{D^{N2H4} A} \exp \left[\frac{\left(-\frac{L^{N2H4}}{R_u} \right) + \left(\frac{T_A}{2} \right)}{T} \right] \quad (۱)$$

که در آن، ΔH_r^{N2H4} آنتالپی واکنش تجزیه هیدرازین بوده، L^{N2H4} گرمای نهان تبخیر هیدرازین، G بارگذاری بستر TV ، ظرفیت حرارتی، A_p سطح مؤثر گرانول‌های کاتالیست، P_{vr}^{N2H4} فشار بخار هیدرازین (که تقریباً برابر فشار محفظه احتراق است)، M^{N2H4} جرم مولکولی هیدرازین، R_u ثابت جهانی گاز، D^{N2H4} پخش جرمی هیدرازین، A ضریب نرخ واکنش هیدرازین در رابطه آرنیوس، T_A دمای فعال‌سازی واکنش و Z موقعیت در طول محفظه احتراق هستند.

همان‌طور که مشاهده می‌شود، تغییرات دما در طول ناحیه القایی بصورت نمایی بوده و ناگهان تا بی‌نهایت افزایش می‌یابد. از این‌رو، طول ناحیه القایی بصورت حدی محاسبه شده و معادله زیر برای آن معرفی می‌شود:

$$Z_{Ind} = \left(\frac{1}{RHS} \right) \frac{T_0^2}{L/R_u + T_A/2} \quad (۲)$$

عبارت RHS در معادله (۲) معرف سمت راست معادله (۱) است که در دمای T_0 (دمای ورودی پیش‌رانه به محفظه احتراق) محاسبه می‌شود. با توجه به اینکه معمولاً طول ناحیه القایی بسیار کم بوده و نسبت به ابعاد محفظه می‌توان از آن صرف‌نظر کرد اما، دما و کسر جرمی گونه‌ها در انتهای این ناحیه تأثیر قابل توجهی روی دقت شبیه‌سازی‌ها دارد. دما در انتهای ناحیه القایی با انتگرال‌گیری عددی از معادله (۱) محاسبه می‌شود. به این ترتیب که طول ناحیه القایی محاسبه شده از معادله (۲) به فواصل مساوی تقسیم‌بندی شده و معادله (۱) روی این فواصل گسسته‌سازی شده و بصورت عددی حل می‌شود. دما در مقطع $Z = Z_{Ind}$ را دمای القایی (T_{Ind}) می‌نامند که به عنوان شرط اولیه برای دمای گاز در تحلیل بستر کاتالیستی استفاده می‌شود. بعد از محاسبه دما در انتهای ناحیه القایی، کسر جرمی گونه‌های شیمیایی نیز با استفاده از معادلات زیر محاسبه می‌شوند:

$$Y_g^{N2H4} = 0.87 - 0.0006 T_{Ind} \quad (۳)$$

$$Y_g^{NH3} = \left(\frac{M^{NH3}}{M^{N2H4}} \right) (1 - Y_g^{N2H4}) \quad (۴)$$

$$Y_g^{N2} = \left(\frac{M^{N2}}{2M^{N2H4}} \right) (1 - Y_g^{N2H4}) \quad (۵)$$

جدول ۱- ثوابت بکار رفته در معادلات

مقدار	کمیت
$-4.48918 \times 10^6 (j/kg)$	$\Delta H_{N_2H_4}$
$3.2564 \times 10^6 (j/kg)$	ΔH_{NH_3}
$1.5 \times 10^4 (1/s)$	$A_{N_2H_4}$
$2777.78 (^{\circ}K)$	$T_A^{N_2H_4}$
$2.53 \times 10^{10} (1/s)$	A_{NH_3}
$27777.78 (^{\circ}K)$	$T_A^{NH_3}$

معادلات مربوط به فاز گاز نیز بصورت زیر هستند:

$$GC_{pg} \frac{dT_g}{dZ} = -A_p h_c (T_g - T_s) - \frac{4h_c}{d_c} (T_g - T_w) \quad (20)$$

$$\frac{G}{\rho_{mix}} \frac{dY_g^i}{dZ} = -A_p k_c^i (Y_g^i - Y_s^i) \quad (21)$$

که در آن، T_w دمای دیواره محفظه احتراق، T_g دمای مخلوط گازی، Y_g کسر جرمی هر یک از گونه‌های شیمیایی فاز گاز هستند. همانطور که مشاهده می‌شود از واکنش‌های شیمیایی فاز گاز صرف نظر شده است. دلیل این موضوع نیز بالا بودن انرژی فعال‌سازی واکنش-ها در فاز گازی در مقایسه با سطح کاتالیست است. میزان این اختلاف تا حدی است که می‌توان از آن صرف نظر کرد. بنابراین تغییر دما و کسر جرمی گونه‌های شیمیایی در فاز گاز تنها تابع انتقال جرم با فاز جامد است.

برای محاسبه افت فشار داخل بستر کاتالیست از معادله پیشنهاد شده توسط مک‌دونالد و همکارانش [۲۵] به صورت زیر استفاده شده است:

$$\frac{dP}{dZ} = \mu \left[\frac{180(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3 d_p^2} \right] V_{Darcy} + \rho \left[\frac{4(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3 d_p} \right] V_{Darcy}^2 \quad (22)$$

که در آن، V_{Darcy} بصورت زیر تعریف می‌شود:

$$V_{Darcy} = \frac{G}{\rho} \quad (23)$$

شایان ذکر است که ظرفیت حرارتی (Cp^i) و لزجت (μ^i) تمامی گونه‌های شیمیایی با استفاده از چندجمله‌ای‌های ارائه شده در گزارش فاز طراحی اولیه، بصورت وابسته به دما محاسبه شده است. همچنین خواص مخلوط گاز نیز با استفاده از معادلات زیر محاسبه شده است:

$$Mw_{Mix} = \frac{1}{\sum Y_i / Mw_i} \quad (24)$$

$$\rho_{Mix} = \frac{Mw_{Mix} P}{R_u T} \quad (25)$$

$$Cp_{Mix}(T) = \sum Y_i Cp_i(T) \quad (26)$$

انتقالی تقسیم می‌شود. بخش واکنشی مربوط به تولید و مصرف شدن جرم در اثر واکنش‌های ارائه شده در معادلات (۷) و (۸) بوده و بخش انتقالی مربوط به چگونگی انتقال جرم و حرارت از جریان سیال به سطح کاتالیست است. بنابراین هر یک از دو فرآیند فوق که کندتر باشد، تغییرات کسر جرمی گونه‌ها و دمای سطحی کاتالیست را کنترل می‌کند. در معادلات فوق T_s معرف دمای سطح کاتالیست، ρ_s چگالی کاتالیست، C_s ظرفیت گرمایی کاتالیست، $\Delta H_{N_2H_4}$ گرمای واکنش تجزیه هیدرازین و ΔH_{NH_3} گرمای واکنش تجزیه آمونیاک هستند که مقادیر عددی آنها در جدول ۱ گزارش شده است. همچنین معرف قطر معادل گرانول‌های کاتالیست، ε_p ضریب تخلخل گرانول‌ها، h_c ضریب انتقال گرمای جابجایی، $k_c^{N_2H_4}$ ، $k_c^{NH_3}$ ، $k_c^{H_2}$ ، $k_c^{N_2}$ به ترتیب ضرایب انتقال جرم جابجایی گونه‌های شیمیایی هیدرازین، آمونیاک، هیدروژن و نیتروژن هستند که بصورت زیر تعریف می‌شوند:

$$h_c = 0.74 \left(\frac{A_p \mu_{mix}}{G} \right)^{0.41} C_{pmix} G \quad (14)$$

$$k_c^i = \left(\frac{A_p \mu^i}{G} \right)^{0.41} \left(\frac{0.61G}{\rho^i} \right) \left(\frac{\rho^i D^i}{\mu^i} \right)^{0.667} \quad (15)$$

$$A_p = \frac{6(1-\varepsilon)}{\phi_s d_p} \quad (16)$$

$$G = \frac{\text{Mass Flow Rate of Mixture}}{\text{Cross Section Area of Chamber}} \quad (17)$$

که در آنها، ϕ_s میزان کروی بودن گرانول‌های کاتالیست، A_p سطح تماس مؤثر گرانول‌ها، G بارگذاری بستر، μ_{mix} لزجت مخلوط گاز، C_{pmix} ظرفیت حرارتی مخلوط گاز، ρ^i چگالی گازی گونه‌های شیمیایی، μ^i لزجت گازی گونه‌های شیمیایی، D^i پخش جرمی گونه‌های گازی، ε ضریب تخلخل بستر و عبارت‌های r_{NH_3} و $r_{N_2H_4}$ نیز به ترتیب معرف نرخ واکنش‌های شیمیایی کاتالیستی تجزیه هیدرازین و آمونیاک هستند که به صورت زیر محاسبه می‌شوند:

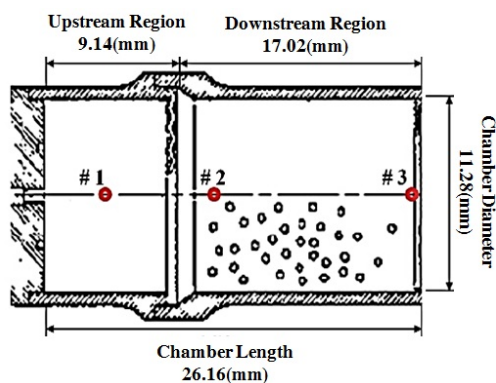
$$r_{N_2H_4} = A_{N_2H_4} \exp \left(-\frac{T_A^{N_2H_4}}{T_s} \right) Y_s^{N_2H_4} \quad (18)$$

$$r_{NH_3} = A_{NH_3} \exp \left(-\frac{T_A^{NH_3}}{T_s} \right) Y_s^{NH_3} \quad (19)$$

که در آنها، ثوابت $T_A^{NH_3}$ ، A_{NH_3} ، $T_A^{N_2H_4}$ ، $A_{N_2H_4}$ در جدول ۱ مشخص شده‌اند.

صحت‌سنجی

برای بررسی صحت شبیه‌سازی‌ها، نتایج تحقیق هوانگ و همکارانش [۱۷] بازسازی شده‌اند. هندسه و ابعاد رانشگر تحلیل شده آنها در شکل ۲ نمایش داده شده است. شرایط کاری این رانشگر نیز در جدول ۲ ارائه شده است.

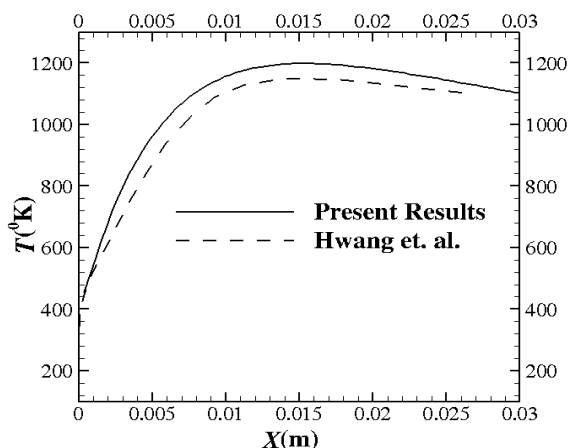


شکل ۲- هندسه و ابعاد مسئله بررسی شده توسط هوانگ و همکارانش [۱۷].

جدول ۲- شرایط کاری رانشگر هوانگ و همکارانش [۱۷].

کمیت	مقدار
فشار ورودی	26.7 (bar)
دمای ورودی	300 ($^{\circ}K$)
دبی جرمی	2.06 (g/s)
قطر گرانول‌ها	1 (mm)
ضریب تخلخل بستر	0.4

شکل ۳ پروفیل دما در طول محفظه احتراق را با نتایج هوانگ و همکارانش [۱۷] مقایسه می‌کند. همانطور که مشاهده می‌شود، تطابق نسبتاً خوبی بین نتایج وجود دارد.



شکل ۳- مقایسه پروفیل دما در طول بستر کاتالیست با نتایج هوانگ و همکارانش [۱۷].

$$CV_{Mix}(T) = \sum Y_i CV_i(T) \quad (27)$$

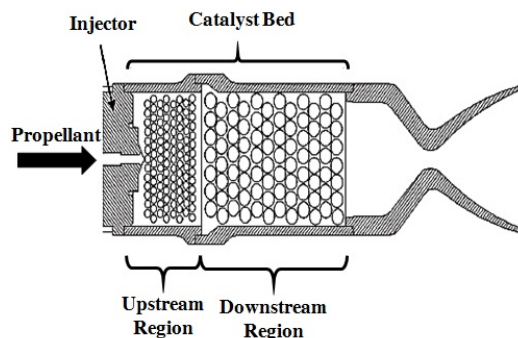
$$\gamma_{Mix}(T) = \frac{CP_{Mix}(T)}{CV_{Mix}(T)} \quad (28)$$

$$\mu_{Mix}(T) = \sum Y_i \mu_i(T) \quad (29)$$

معادلات فوق با استفاده از روش گسسته‌سازی تفاضل محدود بالادست مرتبه اول^{۲۹} در زمان و مکان تحلیل شده‌اند. بنابراین دقت گسسته‌سازی‌ها در زمان و مکان از مرتبه اول است.

تعریف مسئله

در این تحقیق تجزیه پيشرانه هیدرازین روی بستر کاتالیستی متشکل از گرانول‌های آلومینا که با فلز فعال ایریدیوم پوشش داده شده‌اند، بصورت عددی مطالعه شده است. در رانشگرهای تک مؤلفه‌ای رایج است که بستر کاتالیستی را برای بالابردن پایداری شعله و کاستن از نوسانات فشار بصورت دوتکه مشابه شکل ۱ می‌سازند. همانطور که مشاهده می‌شود، در بخش بالادستی بستر برای بالا بردن سطح تماس و به تبع آن نرخ واکنش‌های شیمیایی از ذرات کاتالیست با قطر کم استفاده شده است. در بخش پایین دست بستر نیز برای کاستن از میزان افت فشار از ذرات کاتالیست با ابعاد بزرگتر استفاده شده است. در این تحقیق، پارامترهای مربوط به بخش بالادستی بستر بصورت عددی بررسی می‌شود. در این راستا، برای بررسی اثرات قطر ذرات ناحیه بالادست، سه عدد شبکه استاندارد ۲۰، ۲۵ و ۳۰ و برای بررسی طول ناحیه بالادست، ۲/۵ (mm)، ۵ (mm) و ۷/۵ (mm) مطالعه شده است. طول کل بستر نیز برابر ۶۲/۵ (mm) و قطر آن برابر ۲۰ (mm) است. همچنین دو قطر استاندارد برای ذرات بخش پایین دست ۳/۱۷۵ (mm) و ۱/۵۸۷۵ (mm) که بترتیب برابر ۱/۸ (in) و ۱/۱۶ (in) هستند، مطالعه شده‌اند. در جهت افزایش عمومیت نتایج حاصل، شبیه‌سازی‌ها در سه مقدار بارگذاری بستر ۱۶/۵ (kg/m²s)، ۲۵ (kg/m²s) و ۳۵ (kg/m²s) انجام شده‌اند.



شکل ۱- شماتیک مسئله و تعرف نواحی مختلف رانشگر.

برای مطالعه دقیق‌تر اثر پارامترهای فوق، دو بستر تجزیه با ابعاد ذرات ناحیه اصلی (in) ۱/۸ و (in) ۱/۱۶ بررسی شده‌اند. در ادامه ابتدا نتایج مربوط به محفظه تجزیه با ذرات ناحیه اصلی (in) ۱/۸ ارائه شده و در ادامه نتایج مربوط به ذرات (in) ۱/۱۶ گزارش می‌شوند.

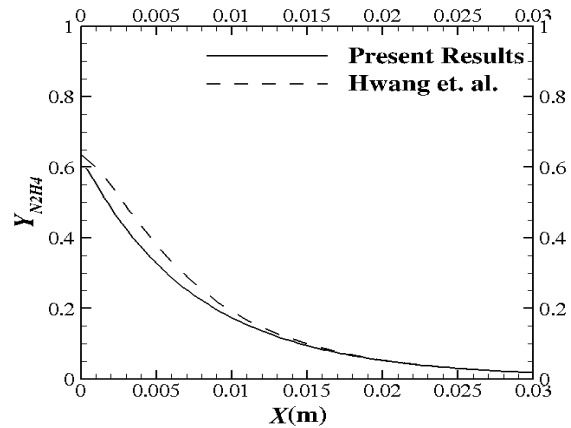
نتایج مربوط به بستر با ذرات ناحیه اصلی (in) ۱/۸

شکل ۶ نمودارهای تغییر دما در طول بستر کاتالیستی برای مقادیر مختلف طول ناحیه بالادستی و قطر ذرات مختلف در بارگذاری بستر ۱۶/۵ (kg/m²s) را نمایش می‌دهد. همانطور که مشاهده می‌شود، شیب منحنی افزایش دما در ناحیه بالادستی که حاوی ذرات کاتالیست کوچک است، بسیار بیشتر از ناحیه پایین دست حاوی ذرات بزرگ است. این موضوع سبب می‌شود که دمای محفظه تجزیه خیلی سریعتر افزایش یافته و واکنش‌های شیمیایی با نرخ بیشتری انجام شوند. دلیل این مسئله نیز افزایش سطح تماس با کوچک شدن ابعاد ذرات بستر است. به عبارت دیگر نسبت سطح به حجم ذرات با کوچک شدن آنها افزایش یافته و باعث شده تا در حجم مشخصی از محفظه تجزیه سطح بیشتری برای واکنش‌های شیمیایی وجود داشته باشد. بنابراین سطح تماس در ناحیه بالادستی بشدت افزایش یافته که نتیجه آن سرعت بیشتر واکنش‌های شیمیایی در این قسمت، شده است. نرخ بالاتر واکنش‌های شیمیایی در ناحیه بالادستی، سبب افزایش پایداری و کاهش احتمال خاموش شدن شعله در این ناحیه می‌شود که از نقطه نظر طراحی مطلوب است. علاوه بر این افزایش شدید دما در ناحیه بالادستی سبب تجزیه سریعتر پیش‌رانه شده و باعث می‌شود که برای تجزیه مقدار مشخصی از پیش‌رانه به محفظه کوچکتری نیاز باشد.

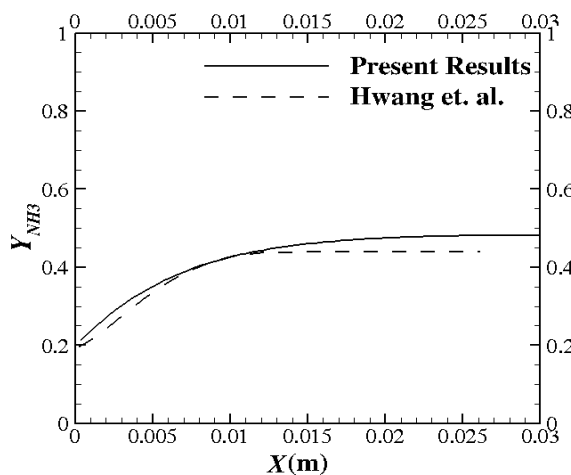
نمودارهای شکل ۶ همچنین نشان می‌دهند که تأثیر طول ناحیه بالادستی بسیار بیشتر از ابعاد ذرات در این ناحیه است. همچنین مشاهده می‌شود که با افزایش طول ناحیه بالادستی، تأثیر قطر ذرات بستر روی دما بیشتر احساس می‌شود.

برای رسیدن به یک ارزیابی دقیقتر، نمودارهای دما در طول بستر برای دو بارگذاری (kg/m²s) ۲۵ و (kg/m²s) ۳۵ بترتیب در شکل‌های ۷ و ۸ ارائه شده‌اند. همانطور که مشاهده می‌شود، دمای بیشینه با افزایش بارگذاری بستر اندکی کاهش یافته است. همچنین مشاهده می‌شود که نقطه بیشینه دما با افزایش بارگذاری بستر به سمت پایین دست محفظه تجزیه جابجا شده است. دلیل این موضوع نیاز به سطح تماس بیشتر برای تجزیه پیش‌رانه بیشتر است. به عبارت دیگر، با افزایش بارگذاری بستر، دبی جرمی پیش‌رانه افزایش یافته و طبیعتاً نیاز به سطح کاتالیستی بیشتر برای تجزیه آن است. این موضوع سبب می‌شود که آزادسازی انرژی پیش‌رانه تا فواصل بیشتری در طول بستر کاتالیستی ادامه یابد.

نتایج مربوط به کسر جرمی گونه‌های هیدرازین و آمونیاک نیز به ترتیب در شکل‌های ۴ و ۵ با نتایج عددی هوانگ و همکارانش [۱۷] مقایسه شده است. در این نمودارها نیز شاهد مطابقت خوبی بین نتایج هستیم.



شکل ۴- مقایسه پروفیل کسر جرمی هیدرازین در طول بستر کاتالیست با نتایج هوانگ و همکارانش [۱۷].

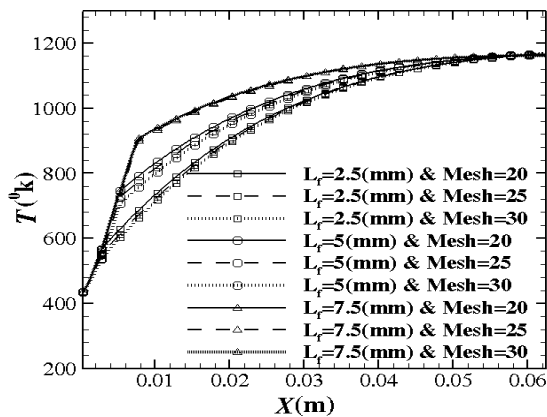


شکل ۵- مقایسه پروفیل کسر جرمی آمونیاک در طول بستر کاتالیست با نتایج هوانگ و همکارانش [۱۷].

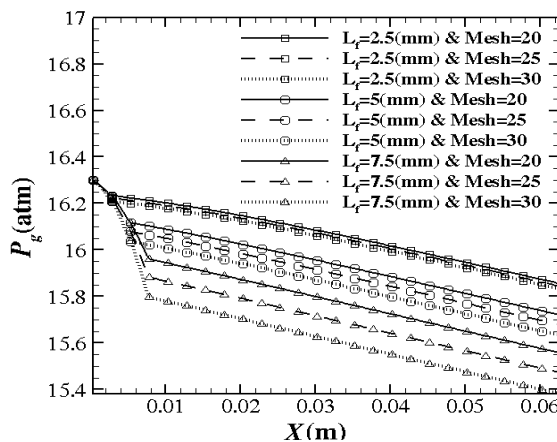
نتایج و بحث

در این بخش، اثرات پارامترهایی مانند طول ناحیه بالادستی بستر و قطر ذرات تشکیل‌دهنده آن، در مقادیر مختلف بارگذاری بستر بررسی می‌شوند. در این رابطه، سه اندازه ذره استاندارد برای ناحیه بالادستی با شماره شبکه‌های ۲۰، ۲۵ و ۳۰ که بترتیب معادل (mm) ۰/۸۴۱، (mm) ۰/۷۰۷ و (mm) ۰/۵۹۷ هستند، استفاده شده‌اند. برای ارزیابی طول ناحیه بالادستی در عملکرد بستر نیز سه طول (mm) ۲/۵، (mm) ۵ و (mm) ۷/۵ استفاده شده‌اند. شبیه‌سازی‌ها در سه بارگذاری بستر (kg/m²s) ۱۶/۵، (kg/m²s) ۲۵ و (kg/m²s) ۳۵ انجام شده‌اند.

ناحیه اصلی بوده که دلیل آن مشخصاً در ضریب تخلخل کمتر این ناحیه و در نتیجه ضریب گذردهی پایین‌تر آن است. همچنین مشاهده می‌شود که تأثیر طول ناحیه بالادستی در افت فشار بیشتر از اندازه ذرات در این ناحیه است. اگرچه تأثیرات اندازه ذرات ناحیه بالادستی با افزایش طول این ناحیه افزایش می‌یابد، بطوریکه با افزایش طول ناحیه بالادستی بستر، اختلاف بین منحنی‌های مربوط به اندازه ذرات مختلف بیشتر می‌شود.

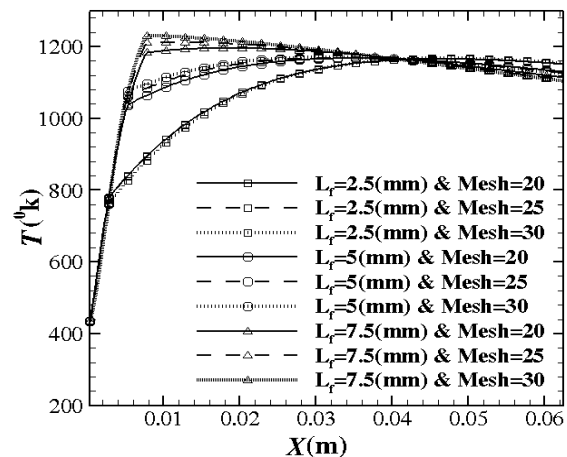


شکل ۸- توزیع دمای گاز در طول بستر در شرایط بارگذاری $35 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ و قطر ذرات اصلی $1/8 \text{ (in)}$

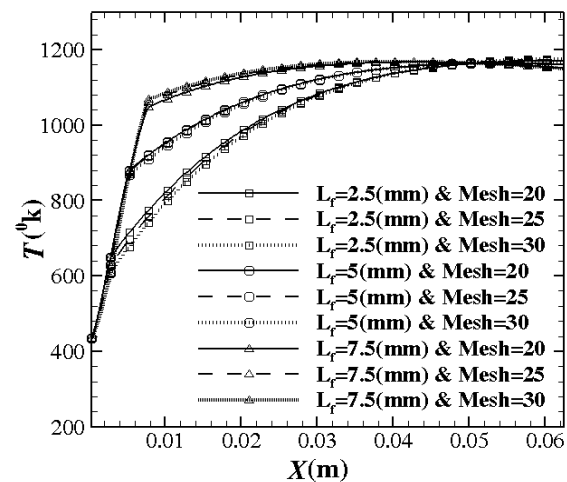


شکل ۹- توزیع فشار در طول بستر در شرایط بارگذاری $35 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ و قطر ذرات اصلی $1/8 \text{ (in)}$

برای مطالعه اثرات بارگذاری بستر روی توزیع فشار در بستر کاتالیستی، نتایج مربوط به بارگذاری‌های $10 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ و $11 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ داده شده‌اند. همانطور که مشاهده می‌شود، افت فشار در بستر کاتالیستی با افزایش بارگذاری بستر افزایش یافته که این موضوع دور از انتظار نبود. همچنین مشاهده می‌شود که میزان افت فشار در ناحیه بالادستی بدلیل اندازه ذرات کوچکتر بسیار بیشتر از ناحیه اصلی دارای ذرات بزرگتر است.



شکل ۶- توزیع دمای گاز در طول بستر در شرایط بارگذاری $16/5 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ و قطر ذرات اصلی $1/8 \text{ (in)}$



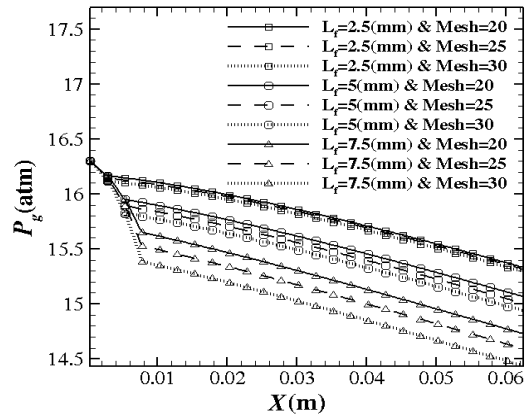
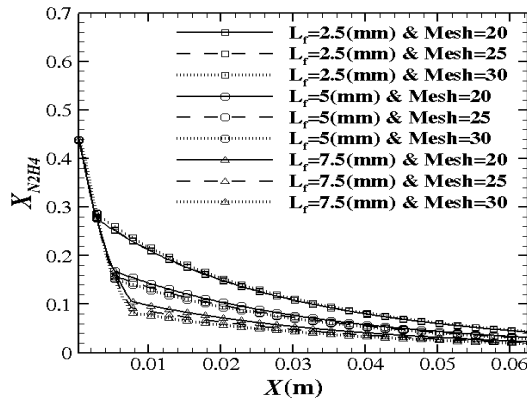
شکل ۷- توزیع دمای گاز در طول بستر در شرایط بارگذاری $25 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ و قطر ذرات اصلی $1/8 \text{ (in)}$

مقایسه نمودارهای شکل‌های ۷ و ۸ همچنین نشان می‌دهد که تأثیرات ناحیه بالادستی در عملکرد بستر کاتالیستی، با افزایش بارگذاری بستر کاهش می‌یابد. دلیل این موضوع نبود سطح تماس کافی در ناحیه بالادستی برای آزادسازی انرژی پیش‌رانه برای مقادیر بزرگتر بارگذاری بستر است. این موضوع نشان می‌دهد که طول ناحیه بالادستی لازم برای رسیدن به یک عملکرد مشابه، با افزایش بارگذاری بستر افزایش می‌یابد. همچنین مشاهده می‌شود که تأثیر افزایش طول ناحیه بالادستی با افزایش بارگذاری بستر کاهش می‌یابد. چراکه اختلاف کمتری بین نمودارها در بارگذاری‌های بیشتر مشاهده می‌شود.

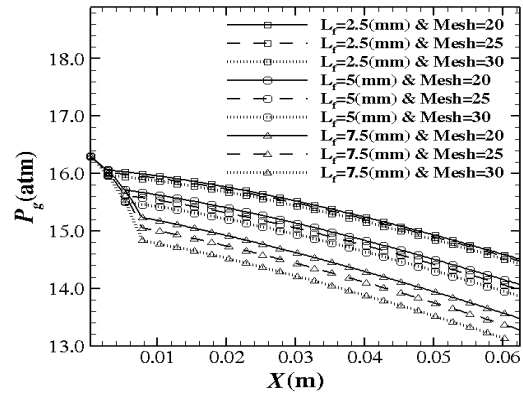
نمودارهای شکل ۹، افت فشار استاتیک در طول بستر برای بارگذاری $16/5 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ را برای مقادیر مختلف طول ناحیه بالادستی و قطر ذرات در این ناحیه نشان می‌دهد. همانطور که انتظار می‌رفت، افت فشار در ناحیه بالادستی بستر کاتالیستی بیشتر از

که مشاهده می‌شود، با افزایش بارگذاری نرخ تجزیه، هیدرازین کاهش می‌یابد. بطوریکه کسر مولی هیدرازین در خروجی محفظه با افزایش بارگذاری افزایش یافته است. علاوه بر این مشاهده می‌شود که با افزایش بارگذاری، اختلاف بین نتایج مربوط به طول‌های مختلف ناحیه بالادستی کاهش می‌یابد. به این معنی که نمودارهای مربوط به طول‌های مختلف ناحیه بالادستی به یکدیگر نزدیک شده‌اند.

میزان تجزیه آمونیاک از پارامترهای پر اهمیت در طراحی محفظه تجزیه رانشگرهای تک مؤلفه‌ای بشمار می‌آید. از این‌رو نمودارهای مربوط به کسر مولی آمونیاک در طول بستر با بارگذاری $16/5 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ و اندازه ذرات اصلی $1/8 \text{ (in)}$ در شکل ۱۵ نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود نرخ تولید آمونیاک در ناحیه بالادستی بسیار بیشتر از بخش اصلی بستر کاتالیستی است. بطوریکه برای بستر با طول ناحیه بالادستی $7/5 \text{ (mm)}$ تولید آمونیاک بعد از ناحیه بالادست عملاً متوقف شده است. این نتایج در کنار داده‌های ارائه شده در شکل‌های ۱۱-۱۳ نشان می‌دهند که نرخ واکنش‌های شیمیایی در ناحیه بالادستی بسیار شدیدتر از بخش اصلی است. این موضوع دلیل اضافه شدن این بخش برای افزایش پایداری تجزیه در رانشگرهای فضایی را کاملاً مشخص می‌سازد.

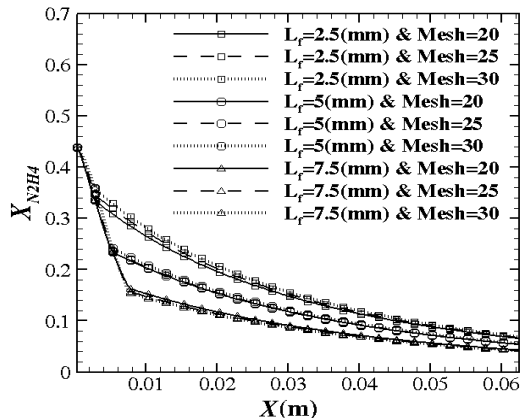


شکل ۱۰- توزیع فشار در طول بستر در شرایط بارگذاری $25 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ و قطر ذرات اصلی $1/8 \text{ (in)}$



شکل ۱۱- توزیع فشار در طول بستر در شرایط بارگذاری $25 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ و قطر ذرات اصلی $1/8 \text{ (in)}$

شکل ۱۲- توزیع کسر جرمی هیدرازین در طول بستر در شرایط بارگذاری $16/5 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ و قطر ذرات اصلی $1/8 \text{ (in)}$

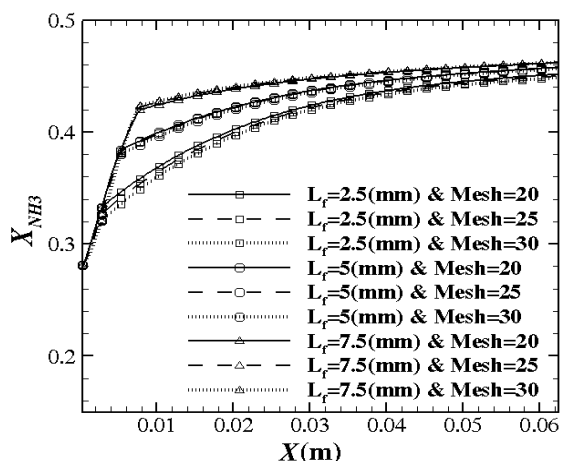


شکل ۱۳- توزیع کسر جرمی هیدرازین در طول بستر در شرایط بارگذاری $25 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ و قطر ذرات اصلی $1/8 \text{ (in)}$

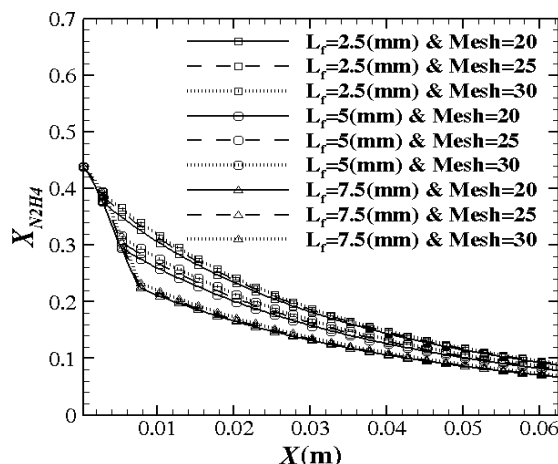
برای مطالعه تأثیر پارامترهای طول و قطر ذرات ناحیه بالادستی روی نرخ تجزیه هیدرازین، کسر مولی این ماده در طول بستر برای بارگذاری $16/5 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ در بستر کاتالیستی با اندازه ذرات اصلی $1/8 \text{ (in)}$ در شکل ۱۲ نمایش داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود، افزایش طول ناحیه بالادستی تأثیر قابل توجهی روی مصرف هیدرازین دارد. البته توجه شود که تأثیر طول ناحیه بالادستی با افزایش آن کاهش می‌یابد. بطوریکه اختلاف بین منحنی‌های مربوط به طول ناحیه بالادستی $2/5 \text{ (mm)}$ و 5 (mm) بیشتر از اختلاف بین منحنی‌های مربوط به طول ناحیه بالادستی 5 (mm) و $7/5 \text{ (mm)}$ است.

مجدداً مشاهده می‌شود که تأثیر قطر ذرات ناحیه بالادستی نسبت به طول این ناحیه بسیار کمتر است. حال با توجه به این موضوع که ساخت ذرات کوچکتر دشوارتر بوده و از طرفی امکان شکستن آنها در اثر تنش‌های حرارتی وارد بیشتر است، می‌توان نتیجه گرفت که برای ذرات اصلی از مرتبه $1/8 \text{ (in)}$ ، قطر ذرات در ناحیه بالادستی محفظه تجزیه می‌تواند تا عدد مش ۲۰ بزرگ انتخاب شوند.

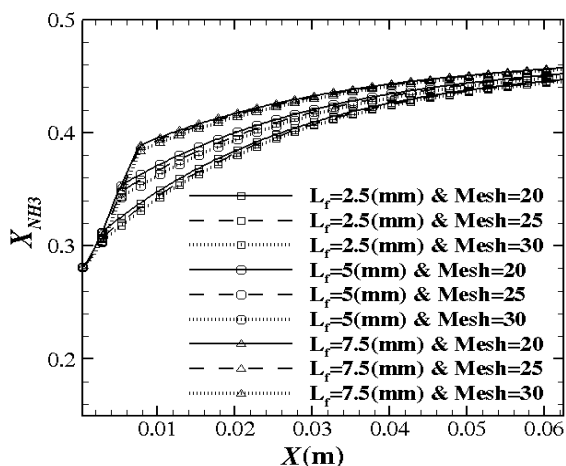
برای مطالعه اثرات بارگذاری بستر روی میزان تجزیه هیدرازین، پروفیل تجزیه این ماده در طول بستر برای بارگذاری‌های $25 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ و $35 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$ بر ترتیب در شکل‌های ۱۳ و ۱۴ ارائه شده است. همانطور



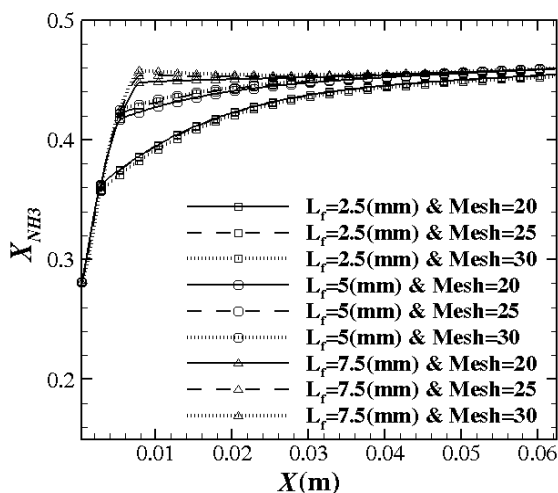
شکل ۱۶- توزیع کسر جرمی آمونیاک در طول بستر در شرایط بارگذاری ۲۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی ۱/۸ (in)



شکل ۱۴- توزیع کسر جرمی هیدرازین در طول بستر در شرایط بارگذاری ۲۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی ۱/۸ (in)



شکل ۱۷- توزیع کسر جرمی آمونیاک در طول بستر در شرایط بارگذاری ۳۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی ۱/۸ (in)



شکل ۱۵- توزیع کسر جرمی آمونیاک در طول بستر در شرایط بارگذاری ۱۶/۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی ۱/۸ (in)

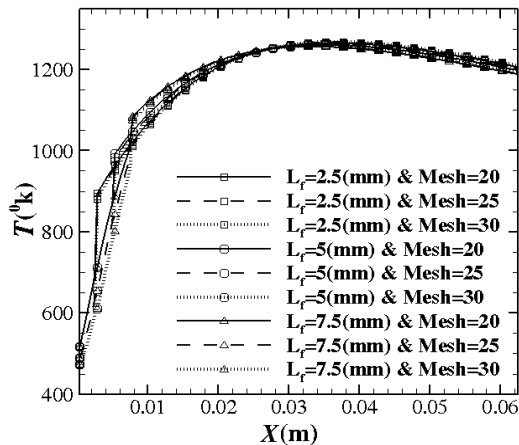
نتایج مربوط به بستر با ذرات ناحیه اصلی (in) ۱/۱۶

برای مطالعه اثرات قطر ذرات اصلی بستر کاتالیستی، در این بخش از مقاله، ذرات با قطر (in) ۱/۱۶ برای بخش اصلی بستر در نظر گرفته شده‌اند. لازم بذکر است که قطر محفظه همچنان (cm) ۲ و طول آن (cm) ۶/۲۵ است. مشابه بخش قبل، نتایج برای مقادیر مختلف طول ناحیه بالادستی بستر و اندازه ذرات در این ناحیه گزارش شده‌اند.

نمودارهای تغییرات دما در طول بستر کاتالیستی برای بارگذاری بستر (kg/m²s) ۱۶/۵ و قطر ذرات اصلی (in) ۱/۱۶ در شکل ۱۸ نمایش داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود تأثیرات ناحیه بالادستی برای بستر کاتالیستی با قطر ذرات (in) ۱/۱۶ بسیار کمتر از ذرات با قطر (in) ۱/۸ است، به طوری که اختلاف قابل توجهی بین نمودارهای مربوط به مقادیر مختلف طول ناحیه بالادستی در شکل ۱۸ مشاهده نمی‌شود. این موضوع با توجه به نزدیک شدن اندازه ذرات در بستر اصلی با ناحیه بالادستی قابل توجیه است.

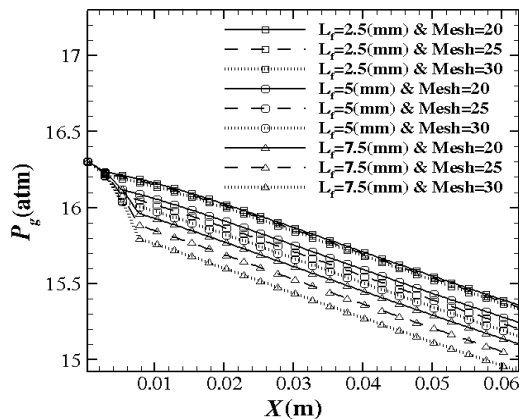
برای مشخص شدن اثرات بارگذاری بستر روی تولید آمونیاک، نمودارهای شکل‌های ۱۶ و ۱۷ به ترتیب نتایج مربوط به بارگذاری‌های (kg/m²s) ۲۵ و (kg/m²s) ۳۵ را ارائه می‌کنند. همانطور که مشاهده می‌شود، آمونیاک تولید شده با افزایش بارگذاری بستر کاهش یافته است. این موضوع نشان می‌دهد که با افزایش بارگذاری، تجزیه پیش‌رانه تا فواصل بیشتری در پایین دست محفظه ادامه می‌یابد. البته نتایج مربوط به تجزیه هیدرازین در نمودارهای شکل‌های ۱۱-۱۳ نیز تأییدکننده این مسئله است. علاوه بر این مجدداً مشاهده می‌شود که اندازه ذرات ناحیه بالادست، تأثیر کمی روی میزان تولید آمونیاک دارد. بنابراین به غیر از افت فشار که در آن تأثیرات اندازه ذرات برای طول ناحیه بالادستی (mm) ۷/۵ محسوس است، اندازه ذرات (در محدوده بررسی شده در تحقیق حاضر) قابل توجه نیست.

نمودارهای شکل‌های ۱۸-۲۰ نشان می‌دهند که با افزایش بارگذاری بستر، دمای بیشینه تا حدودی کاهش یافته و محل آن بسمت پایین دست محفظه تجزیه جابجا می‌شود. بنابراین طول بستر کاتالیستی در یک رانشگر با افزایش بارگذاری بستر افزایش می‌یابد. این موضوع در رابطه با بستر با قطر ذرات اصلی (in) ۱/۸ نیز بر مبنای نمودارهای شکل‌های ۶-۸ صادق بود.



شکل ۲۰- توزیع دما در طول بستر در شرایط بارگذاری ۳۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی (in) ۱/۱۶

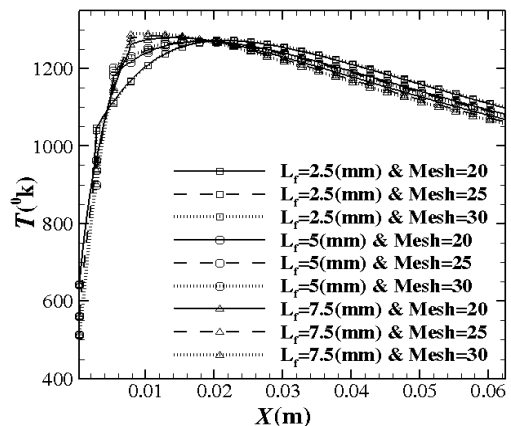
تغییرات فشار در طول محفظه تجزیه برای بستر با قطر ذرات اصلی (in) ۱/۱۶ و بارگذاری ۱۶/۵ (kg/m²s) در شکل ۲۱ نمایش داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود با افزایش طول ناحیه بالادست که شامل ذرات با قطر کوچکتر است، میزان افت فشار در طول بستر افزایش می‌یابد. البته به دلیل نزدیک بودن قطر ذرات ناحیه بالادست به قطر ذرات اصلی بستر، اختلاف بین شیب نمودارهای افت فشار در ناحیه بالادستی و خارج از آن، برای بستر با قطر ذرات اصلی (in) ۱/۱۶ کمتر از بستر با قطر ذرات اصلی (in) ۱/۸ در شکل‌های ۹-۱۱ است.



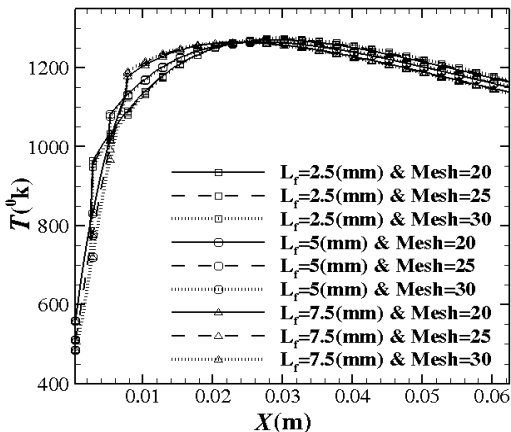
شکل ۲۱- توزیع فشار در طول بستر در شرایط بارگذاری ۱۶/۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی (in) ۱/۱۶

مشابه نمودارهای دما برای بستر با قطر ذرات اصلی (in) ۱/۸ شکل‌های ۶-۸، در مورد بستر با قطر ذرات اصلی (in) ۱/۱۶ نیز مشاهده می‌شود که نقطه بیشینه دما و محل آن برای مقادیر مختلف طول ناحیه بالادستی ثابت است. علاوه بر این مشاهده می‌شود که اندازه ذرات در ناحیه بالادستی تقریباً روی توزیع دما بی‌تأثیر است.

نمودارهای دما برای بارگذاری‌های ۲۵ (kg/m²s) و ۳۵ (kg/m²s) به ترتیب در شکل‌های ۱۹ و ۲۰ نیز ارائه شده‌اند. از مقایسه این نمودارها با نمودارهای شکل‌های ۶-۸ مشخص است که دمای بیشینه برای کاتالیست با قطر ذرات اصلی (in) ۱/۱۶ بیشتر از کاتالیست با قطر ذرات اصلی (in) ۱/۸ است. دلیل این موضوع با توجه به سطح تماس بیشتر بستر با قطر ذرات اصلی (in) ۱/۱۶ قابل توجیه است. چراکه در این حالت انرژی موجود در پیشرانده سریع‌تر آزاد شده که نتیجه آن، بالا رفتن دماست. همچنین مشاهده می‌شود که استفاده از ذرات اصلی با قطر (in) ۱/۱۶ بجای ذرات با قطر (in) ۱/۸ سبب انتقال محل بیشینه دما به سمت بالادست بستر شده است. بنابراین می‌توان نتیجه گرفت که با کاهش قطر ذرات بستر اصلی طول محفظه تجزیه کاهش می‌یابد.



شکل ۱۸- توزیع دما در طول بستر در شرایط بارگذاری ۱۶/۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی (in) ۱/۱۶

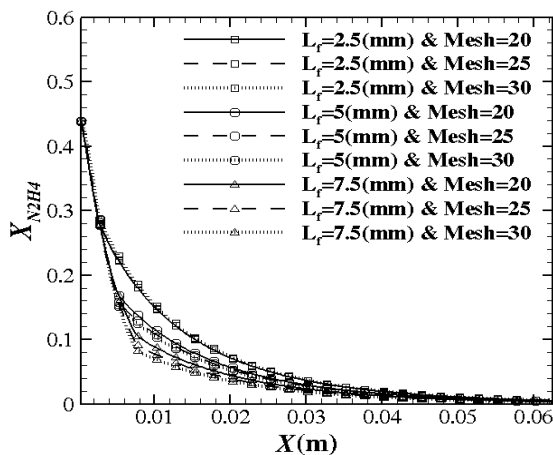


شکل ۱۹- توزیع دما در طول بستر در شرایط بارگذاری ۲۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی (in) ۱/۱۶

ترتیب برای بارگذاری‌های $۱۶/۵$ ($\text{kg/m}^2\text{s}$)، ۲۵ ($\text{kg/m}^2\text{s}$) و ۳۵ ($\text{kg/m}^2\text{s}$) معادل ۴۴% ، ۷۲% و ۶۰% افزایش داشته است. این میزان از افت فشار یکی از دلایل جذابیت ذرات بزرگتر برای بستریهای کاتالیستی در رانشگرهای فضایی بشمار می‌رود.

نمودارهای شکل‌های ۲۱ - ۲۳ همچنین نشان می‌دهند که با افزایش دبی جرمی پیش‌رانه، تأثیر طول ناحیه بالادست و قطر ذرات تشکیل‌دهنده آن روی افت فشار کاهش می‌یابد. همچنین مقایسه این نمودارها با نمودارهای شکل‌های ۹ - ۱۱ نشان می‌دهد که اثرات طول ناحیه بالادست و قطر ذرات تشکیل‌دهنده آن برای بستر با قطر ذرات $۱/۸$ (in) بیشتر از بستر با طول $۱/۱۶$ (in) است.

برای مشخص شدن تأثیرات قطر ذرات اصلی بستر روی واکنش‌های شیمیایی، کسر مولی هیدرازین در طول محفظه تجزیه برای مقادیر مختلف بارگذاری بستر در شکل‌های ۲۴ - ۲۶ نمایش داده شده است. منحنی‌های مربوط به بارگذاری‌های $۱۶/۵$ ($\text{kg/m}^2\text{s}$)، ۲۵ ($\text{kg/m}^2\text{s}$) و ۳۵ ($\text{kg/m}^2\text{s}$) به ترتیب در شکل‌های ۲۴ - ۲۶ گزارش شده‌اند. همانطور که مشاهده می‌شود تأثیرات پارامترهای مربوط به ناحیه بالادستی با افزایش بارگذاری بستر کاهش می‌یابند. همچنین مشاهده می‌شود که طول و قطر ذرات ناحیه بالادستی عملاً محدود به ابتدایی بستر را تحت تأثیر قرار داده و تقریباً تفاوتی بین نمودارها در ۳ (cm) انتهای بستر وجود ندارد.

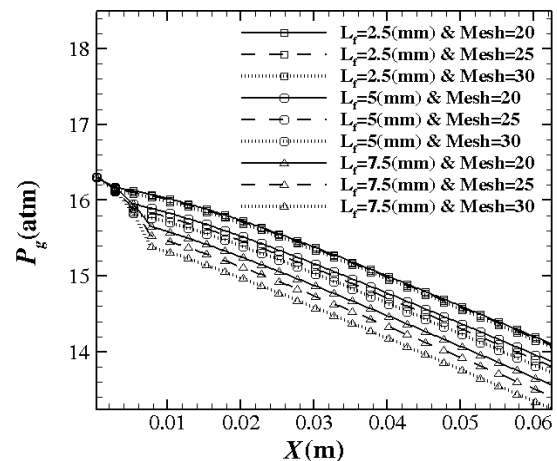


شکل ۲۴- توزیع کسر جرمی هیدرازین در طول بستر در شرایط بارگذاری $۱۶/۵$ ($\text{kg/m}^2\text{s}$) و قطر ذرات اصلی $۱/۱۶$ (in).

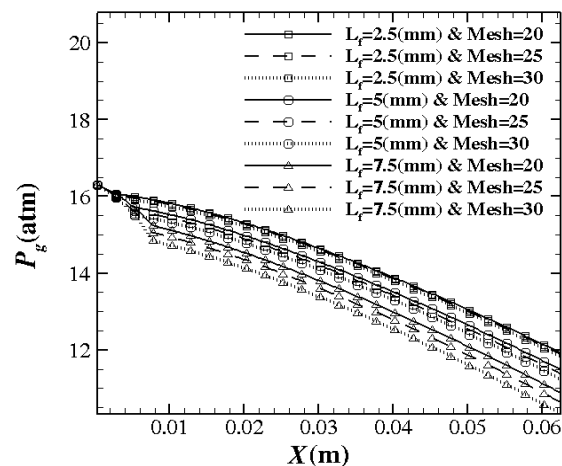
مقایسه نمودارهای شکل‌های ۲۴ - ۲۶ با نمودارهای شکل‌های ۱۲ - ۱۴ نشان می‌دهند که تأثیر ناحیه بالادستی روی تجزیه هیدرازین با کاهش اندازه ذرات بستر اصلی کاهش یافته است. بنابراین استفاده از ناحیه بالادست با ذرات کوچک برای بستر با قطر ذرات اصلی کمتر از $۱/۱۶$ (in) در محدوده بارگذاری بررسی شده در این تحقیق، تا حدود زیادی بی‌معنی است. این موضوع به خصوص در بارگذاری‌های بیشتر از ۲۵ ($\text{kg/m}^2\text{s}$) مشهود است. نکته دیگری که از مقایسه این

تأثیرات پارامترهای یک بستر دویخشی بر میدان جریان و انتقال حرارت محفظه تجزیه یک رانشگر تک‌مؤلفه‌ای

نمودارهای تغییر فشار برای بستر با قطر ذرات اصلی $۱/۱۶$ (in) در بارگذاری‌های ۲۵ ($\text{kg/m}^2\text{s}$) و ۳۵ ($\text{kg/m}^2\text{s}$) نیز به ترتیب در شکل‌های ۲۲ و ۲۳ نشان داده شده‌اند. با مقایسه این نمودارها با نمودارهای شکل‌های ۹ - ۱۱ مشاهده می‌شود که اثرات قطر ذرات ناحیه بالادست روی افت فشار با افزایش طول این ناحیه تقویت می‌شود. به عبارت دیگر اختلاف بین منحنی‌های مربوط به قطر ذرات برای طول ناحیه بالادست $۲/۵$ (mm) غیر محسوس بوده اما با افزایش طول ناحیه بالادست به $۷/۵$ (mm) این اختلاف کاملاً مشخص است.



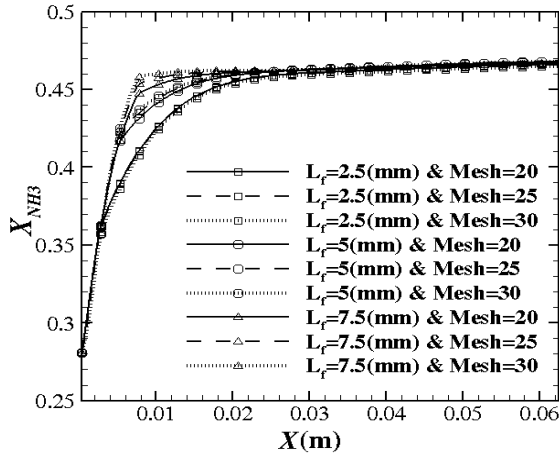
شکل ۲۲- توزیع فشار در طول بستر در شرایط بارگذاری ۲۵ ($\text{kg/m}^2\text{s}$) و قطر ذرات اصلی $۱/۱۶$ (in)



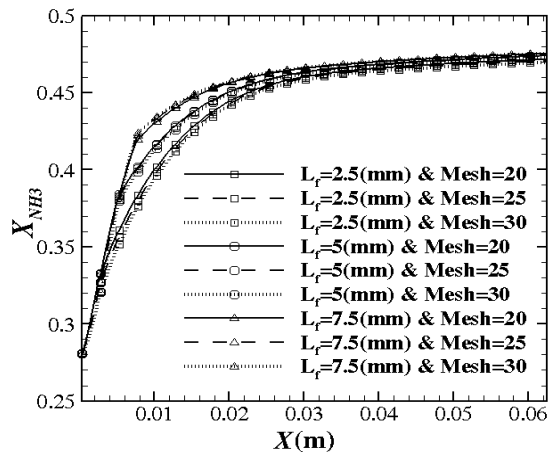
شکل ۲۳- توزیع فشار در طول بستر در شرایط بارگذاری ۳۵ ($\text{kg/m}^2\text{s}$) و قطر ذرات اصلی $۱/۱۶$ (in)

مقایسه نمودارهای شکل‌های ۲۱ - ۲۳ با نمودارهای شکل‌های ۹ - ۱۱ نشان می‌دهد که افت فشار در بستر کاتالیستی با کاهش قطر ذرات اصلی (با وجود ثابت ماندن ضریب تخلخل) افزایش داشته است. بطوریکه بیشینه اختلاف فشار که مربوط به طول ناحیه بالادستی $۷/۵$ (mm) و عدد مش ۳۰ می‌شود، برای بستر با قطر ذرات اصلی $۱/۱۶$ (in) نسبت به بستر با قطر ذرات اصلی $۱/۸$ (in) به

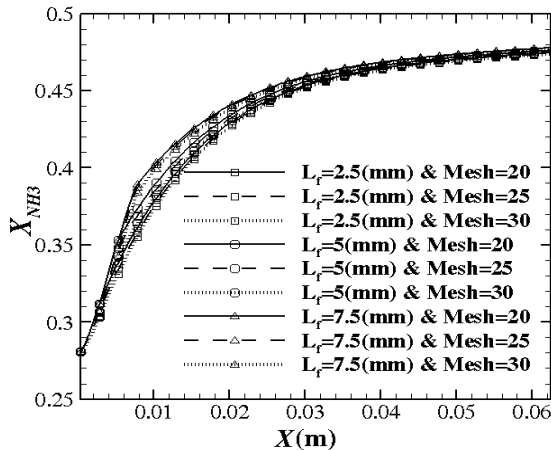
از مقایسه نمودارهای شکل‌های ۲۷-۲۹ با نمودارهای شکل‌های ۱۵-۱۷، تأثیر طول و اندازه ذرات بستر بالادستی کاهش می‌یابد. به عبارتی تأثیر این ناحیه روی عملکرد محفظه تجزیه کاهش می‌یابد.



شکل ۲۷- توزیع کسر جرمی آمونیاک در طول بستر در شرایط بارگذاری ۱۶/۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی ۱/۱۶ (in)

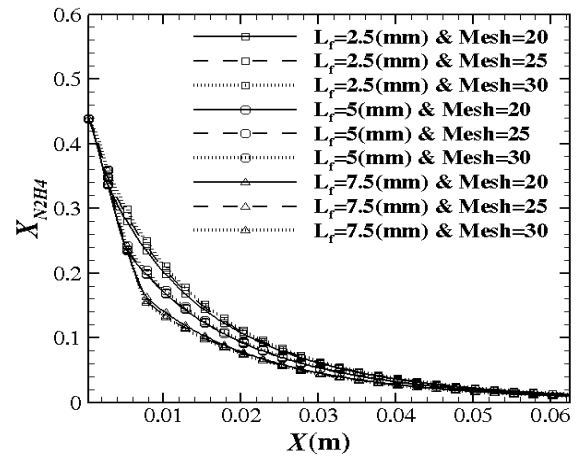


شکل ۲۸- توزیع کسر جرمی آمونیاک در طول بستر در شرایط بارگذاری ۲۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی ۱/۱۶ (in)

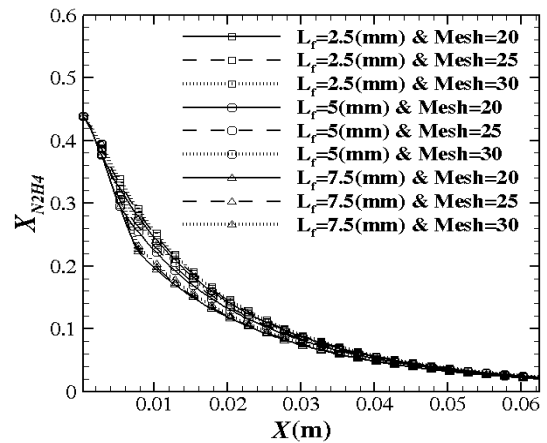


شکل ۲۹- توزیع کسر جرمی آمونیاک در طول بستر در شرایط بارگذاری ۳۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی ۱/۱۶ (in)

نمودارها قابل استنتاج است، تجزیه سریعتر هیدرازین در بستر متشکل از ذرات اصلی با قطر (in) ۱/۱۶ بوده که با توجه به افزایش قابل توجه سطح تماس در این حالت کاملاً قابل توجیه است. همچنین مشاهده می‌شود که برای هر دو بستر متشکل از ذرات اصلی با قطرهای (in) ۱/۱۶ و (in) ۱/۸، تأثیر قطر ذرات ناحیه بالادست روی میزان تجزیه هیدرازین ناچیز بوده و این تأثیرات با افزایش بارگذاری بستر کمتر نیز می‌شود.



شکل ۲۵- توزیع کسر جرمی هیدرازین در طول بستر در شرایط بارگذاری ۲۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی ۱/۱۶ (in)



شکل ۲۶- توزیع کسر جرمی هیدرازین در طول بستر در شرایط بارگذاری ۳۵ (kg/m²s) و قطر ذرات اصلی ۱/۱۶ (in)

برای رسیدن به یک جمع‌بندی کامل، در انتها نمودارهای مربوط به کسر مولی آمونیاک برای بستر متشکل از ذرات با قطر (in) ۱/۱۶ و شرایط بارگذاری مختلف، در نمودارهای شکل‌های ۲۷-۲۹ نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود با افزایش بارگذاری بستر، نرخ تولید آمونیاک کاهش یافته و اثرات ناحیه بالادست کم شده است. همچنین مشاهده می‌شود که اثرات مربوط به اندازه ذرات در ناحیه بالادست بسیار کم و قابل صرف‌نظر کردن است.

جمع‌بندی

در این تحقیق، یک کد یک‌بعدی، با فرض عدم تعادل ترمودینامیکی بین ذرات کاتالیست و گاز حاصل از تجزیه پیش‌رانه برای شبیه‌سازی محفظه تجزیه یک رانشگر تک مؤلفه‌ای توسعه داده شده است. سینماتیک واکنش‌های شیمیایی نیز با استفاده از نرخ‌های آرینیوس لحاظ شده و انتقال حرارت با دیواره محفظه نیز وارد محاسبات شده است. بنابراین تلاش شده تا با کمترین فرضیات ممکن یک کد محاسباتی دقیق ایجاد شود. در ادامه با استفاده از کد حاصل، بستر کاتالیستی تجزیه هیدرازین دویخشی بصورت عددی تحلیل شده است. در این راستا اثرات پارامترهای مختلفی مانند: طول ناحیه بالادستی و ابعاد ذرات تشکیل‌دهنده آن تجزیه و تحلیل شده است. بر مبنای بررسی‌های بعمل آمده مطالعه پارامتریک اثرات ناحیه بالادستی روی عملکرد بستر کاتالیستی دو بخشی توسط روش عددی تشریح شده، کاملاً نوآورانه است.

مهمترین نتایج حاصل از تحقیق حاضر را می‌توان در موارد زیر خلاصه کرد:

- ۱- کد یک بعدی توسعه داده شده از دقت قابل قبولی برخوردار بوده و با توجه به سرعت محاسبات، گزینه مناسبی جهت طراحی بستر تجزیه در رانشگرهای تک مؤلفه‌ای مختلف است.
- ۲- وجود ناحیه بالادستی در بستر با قطر ذرات اصلی بزرگ، منجر به افزایش نرخ واکنش‌های شیمیایی در ناحیه ابتدایی محفظه تجزیه شده که نتیجه آن پایداری احتراق و کاهش طول بستر کاتالیستی است.
- ۳- طول ناحیه بالادستی بیشترین تأثیر را روی تجزیه هیدرازین و افت فشار دارد.
- ۴- با افزایش بارگذاری بستر تأثیرات ناحیه بالادستی روی نرخ تجزیه هیدرازین کاهش می‌یابد.

تعارض منافع

هیچگونه تعارض منافع توسط نویسندگان بیان نشده است.

مراجع

- [4] R.A. Carlson, "Space environmental operation of experimental hydrazine reactors", *TRW system group final report 4712, contact NAS-7-520*, 1967.
- [6] An, S., Jin, J., Lee, J., Jo, S., Park, D., Kwon, S., "Chugging Instability of H₂O₂ Monopropellant Thrusters with Reactor Aspect Ratio and Pressures", *Journal of propulsion and power*, Vol. 27, No. 2, pp. 422-427, 2011.
- [6] Sutton, G. P., *Rocket Propulsion Element*, 7th ed., Wiley-Interscience, New York, 2001.
- [7] Summerfield, M., "A Theory of Unstable Combustion in Liquid Propellant Rocket Systems", *Journal of the American Rocket Society*, Vol. 21, No. 5, pp. 108-114, 1951.
- [8] Owens, W. L., "A Combustion Stability Analysis for Catalytic Monopropellant Thrusters", *Journal of Spacecraft and Rockets*, Vol. 9, No. 3, pp. 148-152, 1972.
- [9] Jo, S., Jang, D., I. An, S., Kwon, S., "Chugging Instability of H₂O₂ Monopropellant Thrusters with Catalyst Reactivity and Support Sizes", *Journal of propulsion and power*, Vol. 27, No. 4, pp. 920-924, 2011.
- [10] An, S., and Kwon, S., "Comparison of Catalyst Support between Monolith and Pellet in Hydrogen Peroxide Thrusters", *Journal of Propulsion and Power*, Vol. 26, No. 3, pp. 439-445, 2010.
- [11] Heo, S., Jo, S., Yun, Y., Kwon, S., "Effect of dual-catalytic bed using two different catalyst sizes for hydrogen peroxide thruster", *Aerospace Science and Technology*, Vol. 78, pp. 26-32, 2018.
- [12] D.I. Han, C.Y. Han, H.D. Shin, "Empirical and Computational Performance Prediction for Monopropellant Hydrazine Thruster Employed for Satellite", *JOURNAL OF SPACECRAFT AND ROCKETS*, Vol. 46, No. 6, November-December 2009.
- [13] A. S. Kersten, "Analytical Study of Catalytic Reactors for Hydrazine Decomposition, Part 1. Steady state behaviour", *NASA Contract NAS 7-458*, 1966.
- [14] A. S. Kersten, "Analytical Study of Catalytic Reactors for Hydrazine Decomposition, Part II. Steady Transient behaviour", *NASA Contract NAS 7-458*, 1966.
- [15] A. S. Kersten, "Analytical and experimental studies of the transient behaviour of catalytic reactor for hydrazine decomposition", *UURL Contract NAS 7-458*, 1967.
- [16] V. Shankar, A. K. Anantha Ram, and K. A. Bhaskaran, "Prediction of the Concentration of Hydrazine Decomposition Products Along a Granular Catalytic Bed", *Acta Astronautica*, Vol. 11, No. 6, 1984, pp. 287-299. doi:10.1016/0094-5765(84)90038-9.
- [17] Hwang CH, Lee SN, Baek SW, Han CY, Kim SK, Yu MJ. "Effects of catalyst bed failure on thermo chemical phenomena for a hydrazine monopropellant thruster using Ir/Al₂O₃ catalysts", *Ind Eng Chem Res*. Vol. 51, pp. 5382-5393, 2012.
- [18] Pasini, A., Torre, L., Romeo, L., Cervone, A., d'Agostino, L., "Reduced-Order Model for H₂O₂ Catalytic Reactor Performance Analysis," *Journal of Propulsion and Power*, Vol. 26, No. 3, pp. 446-453, 2010.
- [19] Jung, S., Choi, S., Kwon, S., "Design Optimization of Green Monopropellant Thruster Catalyst Beds Using Catalytic Decomposition Modeling", *53rd AIAA/SAE/ASEE Joint Propulsion Conference*, 10-12 July 2017, Atlanta, GA.
- [1] S. Booth, J. Kenton, P. Nienhaus, E. Zahn, "Development and design of a 10 n monopropellant thruster", *transactions of the institute of aviation*, Vol. 240, No. 3, pp. 7-17, 2015, Doi: 10.5604/05096669.1194936.
- [2] H. Green, "Vacume start-up of reactors for catalytic decomposition of hydrazine", *J. Spacecraft*, Vol. 7, pp. 522-52, 1970.
- [3] T. Yuan, B. Huang, M. Tang and C. Chen, "the integration and test of a 5-N hydrazine propulsion system", *45th AIAA/ASME/SAE/ASEE Joint Propulsion Conference*, 2 - 5 August 2009, Denver, Colorado.

- Hydrazine Thruster”, *Journal of Space Science & Technology*, Vol. 12, No. 1, 2019.
- [23] Salimi, MR., “Numerical Study of Catalyst Bed Length and Particle Size Effect on the Monopropellant Thruster Specific Impulse and Thrust”, *Scientific Journal of Aerospace Mechanics*, Vol. 16, No. 1, 2020.
- [24] N. P. Meibody, M., Naseh, H., Ommi, F., “Progressive Latin Hypercube Sampling-based Robust Design Optimization (PLHS-RDO)”, *Australian Journal of Mechanical Engineering*, 2020.
- [25] Macdonald I. F., El-Sayed M. S., Mow, K.; Dullien F. A., “Flow Through Porous Media-the Ergun Equation Revisited”, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, 18, 199–208, 1979.
- [20] B. Hou, X. Wang, T. Li, and T. Zhang, “Steady-State Behavior of Liquid Fuel Hydrazine Decomposition in Packed Bed”, *AIChE Journal*, DOI 10.1002/aic.14703, 2014.
- [21] T. Zhang, G. Li, Y. Yu, J. Chen, and M. Wang, “Effects of catalytic bed thermal characteristics on liquid monopropellant decomposition and combustion characteristics within an eco-friendly thruster based on ammonium dinitramide”, *Combustion Science and Technology*, DOI: 10.1080/00102202.2015.1136295, 2016.
- [22] Karimaei, H., Salimi, MR., Naseh, H., Jokari, E., “Design of Physical Configuration of a 10N Monopropellant