



## Numerical Study of Catalyst Bed Performance of a Monopropellant Thruster Under Influence of Porosity Coefficient

M. R. Salimi, H. Karimaei\*, M. Gholampour Yazdi

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

**ABSTRACT:** Hydrazine monopropellant thrusters are commonly used in the situation control and orbital transmission systems of satellites and space crafts. In these thrusters, hydrazine is decomposed into a hot gas product after passing through the catalyst bed during an exothermic reaction. The decomposition chamber of a monopropellant thruster is numerically modeled at the pore scale. Then the effect of catalyst bed porosity coefficient, which is the most important parameter affecting the performance of the decomposition chamber, is investigated. Simulations were performed in two-dimensional axial symmetry as the steady flow in the gas phase. Catalyst granules with an average diameter of 1 mm with three porosity coefficients of 0.4, 0.55, and 0.65 have been considered and the inlet pressure of the decomposition chamber has been considered to 15 bar. The results showed that the porosity coefficient has a very significant effect on the performance of the catalyst bed so that by decreasing this coefficient, the decomposition of hydrazine increases, the bed temperature, and outer wall temperature increase, and the mass flow rate decreases. Reducing the bed porosity coefficient from 0.65 to 0.4 causes about a 40% drop in the bed pressure compared to the initial inlet pressure and also about a 40% reduction in the mass flow rate through the bed. Therefore, the study of this parameter can greatly help the researchers in determining and optimizing the efficiency of the decomposition chamber.

### Review History:

Received: Nov. 01, 2021

Revised: May, 08, 2022

Accepted: Jun. 13, 2022

Available Online: Jul. 02, 2022

### Keywords:

Hydrazine thruster

Catalyst bed

Decomposition chamber

Porosity coefficient

Pore scale

### 1- Introduction

In the monopropellant thrusters, the decomposition mechanism is used to release the chemical energy of the propellant. Zhang et al. [1] simulated the evaporation and decomposition of hydrazine using a mixed two-phase model considering a mass transfer. Both homogeneous (gas phase) and heterogeneous (in the presence of a catalyst) reactions are considered in their calculations and the steady-state temperature profile along the decomposition chamber was compared with the experimental data.

In the present paper, the decomposition chamber of a monopropellant hydrazine thruster is numerically modeled at the pore scale. The effect of the catalyst bed porosity coefficient on the performance of the decomposition chamber, with an average granule diameter at a specified inlet pressure, is investigated. Performance parameters of the decomposition chamber are such as mass flow rate, mass fraction of hydrazine, bed loading, bed temperature and outer bed wall temperature, axial velocity of bed flow, pressure changes, and bed pressure drop. In many previous studies, the same method has been used as in the present study, i.e. to change the porosity coefficient of the bed, instead of changing the size of the granules, the distance between them has been changed. Zhou et al. [2] arranged the square particles in two

dimensions and changed the distance between them to change the porosity coefficient. Zhu and Xuan [3] arranged the same spherical granules in three dimensions and, to change the porosity coefficient, changed their distance by changing their arrangement. At the pore scale simulation, no simplified model is included and therefore it has high accuracy.

### 2- Methodology

The present problem consists of two sections, the first is related to evaporation and gasification of propellant that occurs in the induction zone of the decomposition chamber. In this zone, the simplified energy equation is used according to the research of Shankar et al. [4]. In the second section, after determining the flow properties at the end of the induction zone, the analysis of hydrazine decomposition in the gas phase is performed on the catalyst bed.

Shankar et al. [4] extracted an energy equation for the induction zone and calculated the temperature along it. Note that the length of the induction zone is usually very short and can be ignored relative to the dimensions of the chamber. However, the temperature and mass fraction of the species at the end of this zone have a significant effect on the accuracy of the simulations. After calculating the temperature at the end of the induction zone, the mass fraction of chemical species is also calculated using the following equations [5]:

\*Corresponding author's email: karimaei@ari.ac.ir



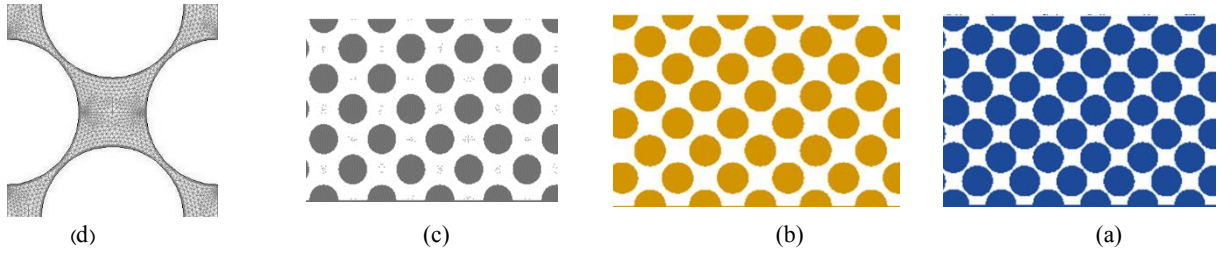


Fig. 1. The geometry of the bed with porosity coefficients of (a) 0.4, (b) 0.55, (c) 0.65, and a granule diameter of 1 mm, and (d) a mesh view of the simulated model created around the catalyst granules

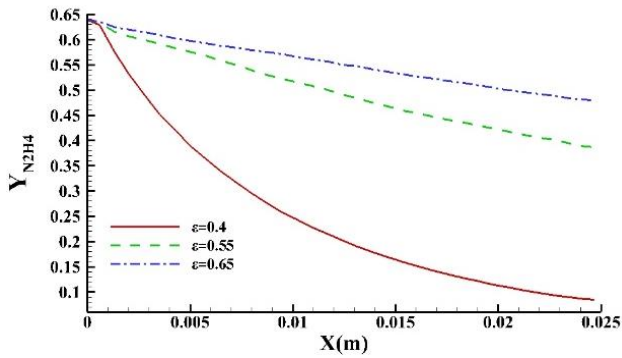


Fig. 2. Mass fraction of hydrazine, with different porosity coefficients

$$Y_g^{N2H4} = 0.87 - 0.0006T_{ind} \quad (1)$$

$$Y_g^{NH3} = \left( \frac{M^{NH3}}{M^{N2H4}} \right) (1 - Y_g^{N2H4}) \quad (2)$$

$$Y_g^{N2} = \left( \frac{M^{N2}}{2M^{N2H4}} \right) (1 - Y_g^{N2H4}) \quad (3)$$

$$Y_g^{H2} = \left( \frac{M^{H2}}{2M^{N2H4}} \right) (1 - Y_g^{N2H4}) \quad (4)$$

After calculating the mass fraction of hydrazine, the mass fraction of other species has been calculated based on the stoichiometric coefficients of the decomposition equations of hydrazine and ammonia. The governing equations for the post-induction zone, along the decomposition chamber, for pressure, temperature, and pore density between catalyst granules can be obtained from the energy, momentum, and mass conservation equations for each species and the state equation for the mixture.

Fig. 1 (a, b, and c) shows the geometry of the studied catalyst bed in three porosity coefficients: 0.4, 0.55, 0.65, and

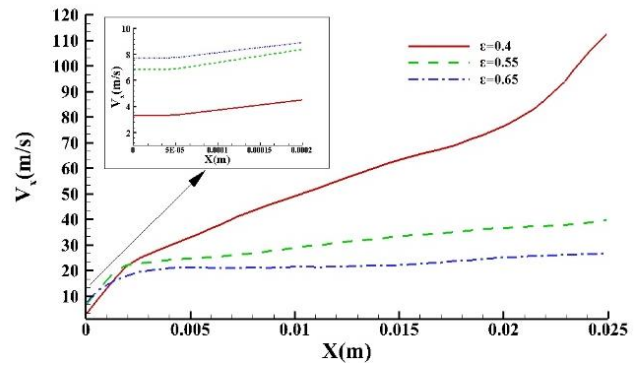


Fig. 3. Axial velocity, with different porosity coefficients

with a granule diameter of 1 mm. The boundary conditions are selected at the inlet as pressure inlet and at the outlet of the nozzle as pressure outlet. In the granule wall, the reaction model has been activated in the software. Fig. 1 (d) shows a view of the computational mesh created around the catalyst granule. Due to the fact that chemical reactions occur in the vicinity of the catalyst surface, the high-density structured mesh is used.

### 3- Results and Discussion

Fig. 2 shows a quantitative comparison of the mass fraction profiles of hydrazine along the bed. The results show a significant reduction in the mass fraction of hydrazine by reducing the porosity coefficient. It is noteworthy that the rate of hydrazine decomposition reaction in this study is limited to a very thin layer of the catalyst granule wall. Therefore, the rate of chemical reactions, in this case, is much higher than the rate of mass transfer from the fluid flow to the catalyst surface and from the catalyst surface into it. Thus, hydrazine is completely decomposed before penetrating into the catalyst granules.

It should be noted that by decreasing the porosity coefficient, due to the increase in the resistance of the porous medium, the permeability of the bed decreases, which in turn increases the pressure drop. Because catalyst bed granules do as obstacles.

Fig. 3 compares the axial velocity profiles in the bed. The decomposition of hydrazine does not significantly increase

the gas velocity in the catalyst bed. The reason for this is the presence of obstacles (granules) in the porous bed, which prevents a sharp increase in velocity. However, along the bed at a lower porosity coefficient, due to the greater pressure drop, the local velocity increases more. In addition, due to the complete decomposition of hydrazine along the bed and the resulting increase in temperature, the velocity at the end of the nozzle increases more. It is observed that with increasing the porosity coefficient, the velocity at the end of the catalyst bed as well as the end of the nozzle is reduced. Therefore, it is found that assuming the catalyst granule diameter and the inlet pressure are constant, increasing the porosity coefficient, due to the lower temperature of the decomposition chamber, will reduce the axial velocity.

Along the catalyst bed, the local velocity increased more by decreasing the porosity coefficient due to the greater pressure drop. However, the mass flow rate has increased less, which is normal, because when the pressure drop along the catalyst bed increases, consequently less flow will pass through. By increasing the porosity coefficient and thus decreasing the pressure drop, the mass flow has increased more. Therefore, by reducing the porosity coefficient, we can expect thruster consumption to decrease.

#### 4- Conclusions

By reducing the porosity coefficient, the effective contact surface for chemical reactions is increased, which leads to increased hydrazine decomposition, and improves the performance of the catalyst bed. Also, due to the higher temperature in the decomposition chamber, it leads to a

further increase in flow velocity at the end of the catalyst bed. Due to greater pressure drop along the catalyst bed, it also reduces the mass flow.

#### References

- [1] T. Zhang, G. Li, Y. Yu, J. Chen, 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*, 188(6) (2016) 910-923.
- [2] L. Zhou, Z.G. Qu, L. Chen, W.Q. Tao, Lattice Boltzmann simulation of gas-solid adsorption processes at pore scale level. *Journal of Computational Physics*, 300(4) (2015) 800-813.
- [3] Q. Zhu, Y. Xuan, Pore scale numerical simulation of heat transfer and flow in porous volumetric solar receivers. *Applied Thermal Engineering*, 120(1) (2017) 150-159.
- [4] V. Shankar, A.K. Ram, K.A. Bhaskaran, Prediction of the Concentration of Hydrazine Decomposition Products Along a Granular Catalytic Bed. *Acta Astronautica*, 11(6) (1984) 287-299.
- [5] CH. Hwang, SN. Lee, SW. Baek, CY. Han, SK. Kim, MJ. Yu, Effects of catalyst bed failure on thermo chemical phenomena for a hydrazine monopropellant thruster using Ir/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts. *Ind Eng Chem Res.*, 51(15) (2012) 5382-5393.

#### HOW TO CITE THIS ARTICLE

M. R. Salimi, H. Karimaei, M. Gholampour Yazdi, *Numerical Study of Catalyst Bed Performance of a Monopropellant Thruster Under Influence of Porosity Coefficient*, *Amirkabir J. Mech Eng.*, 54(7) (2022) 329-332.

DOI: 10.22060/mej.2022.20741.7305







## مطالعه عددی عملکرد بستر کاتالیستی یک رانشگر تک مولفه‌ای تحت تأثیر ضریب تخلخل بستر

محمد رضا سلیمی، حدیثه کریمایی\*، مصطفی غلامپور یزدی

گروه علوم فضایی، پژوهشگاه هوافضا، وزارت علوم تحقیقات و فناوری، تهران، ایران.

### تاریخچه داوری:

دریافت: ۱۴۰۰/۰۸/۱۰  
بازنگری: ۱۴۰۱/۰۲/۱۸  
پذیرش: ۱۴۰۱/۰۳/۲۳  
ارائه آنلاین: ۱۴۰۱/۰۴/۱۱

### کلمات کلیدی:

رانشگر هیدرازینی  
بستر کاتالیستی  
محفظه تجزیه  
ضریب تخلخل  
دانه کاتالیست

**خلاصه:** در رانشگرهای تک مولفه‌ای هیدرازینی، هیدرازین پس از عبور از بستر کاتالیستی طی یک واکنش گرمازا به محصولات داغ گازی تجزیه می‌شود. در این مقاله، محفظه تجزیه یک رانشگر تک مولفه‌ای هیدرازینی، در مقیاس دانه‌های تشکیل دهنده بستر، بصورت عددی مدل شده است و اثر پارامتر ضریب تخلخل بستر کاتالیستی که مهمترین پارامتر تأثیرگذار بر عملکرد محفظه تجزیه است، مورد بررسی قرار گرفته است. شبیه‌سازی‌ها بصورت دوبعدی متقارن محوری با لحاظ جریان پایا و در فاز گاز صورت گرفته است و دانه‌های کاتالیست با قطر متوسط ۱ میلی‌متر در سه ضریب تخلخل متفاوت ۰/۴، ۰/۵۵، ۰/۶۵ در نظر گرفته شده‌اند و فشار ورودی محفظه تجزیه نیز ۱۵ بار در نظر گرفته شده است. نتایج نشان داد که ضریب تخلخل تأثیر بسیار قابل توجه بر عملکرد بستر داشته به طوری که با کاهش ضریب تخلخل، سطح تماس مؤثر برای انجام واکنش‌های شیمیایی افزایش می‌یابد که این موضوع، منجر به افزایش تجزیه هیدرازین شده، و سبب بهبود عملکرد بستر کاتالیستی خواهد شد. همچنین با کاهش این ضریب، دمای بستر و دمای دیواره بیرونی افزایش و دبی جرمی عبوری کاهش می‌یابد. کاهش ضریب تخلخل بستر از ۰/۶۵ تا ۰/۴، سبب حدود ۴۰٪ افت فشار بستر نسبت به فشار ورودی اولیه و همچنین حدود ۴۰٪ کاهش در دبی جرمی عبوری از بستر می‌گردد. بنابراین بررسی این پارامتر می‌تواند کمک شایانی به محققین در تعیین و بهینه‌سازی راندمان محفظه تجزیه بنماید.

### ۱- مقدمه

ماهورها و کاوشگرهای فضایی معمولاً دارای سیستم‌های پیش‌رانه کوچکی به منظور مانور مدار و کنترل وضعیت می‌باشند. از جمله اینها، رانشگرهای تک مولفه‌ای می‌باشند که از نوع رانشگرهای شیمیایی سوخت مایع بوده و به منظور ایجاد گشتاور حول سه محور مختصات، بسته به مأموریت مورد نظر در قسمتهای مختلف فضاپیما جانمایی و چیدمان می‌گردند. اجزای اصلی این رانشگرها شامل مخزن فشارگذاری، مخزن سوخت، انژکتور، محفظه رانش<sup>۱</sup> و نازل می‌باشد. در این رانشگرها به منظور آزادسازی انرژی شیمیایی سوخت، از مکانیسم تجزیه استفاده می‌شود. که رایج‌ترین روش تجزیه سوخت، استفاده از بستر کاتالیستی می‌باشد. از جمله مزیت‌های این رانشگرها می‌توان به سادگی و قابلیت اطمینان بالا و تعداد استارت و خاموشی نامحدود و کنترل پذیری مناسب و دقت تزریق مدار و بالا و نیز سابقه طولانی مدت و استفاده موفقیت آمیز از آن اشاره کرد.

1 Thrust chamber

\* نویسنده عهده‌دار مکاتبات: karimaei@ari.ac.ir

رانشگرهای تک مولفه‌ای موجود عموماً از سه نوع سوخت هیدرازین<sup>۲</sup>، پرواکسید هیدروژن<sup>۳</sup> و هیدروکسیل آمونیوم نیترات<sup>۴</sup> استفاده می‌کنند. استفاده از رانشگرهای تک مولفه‌ای بر پایه سوخت هیدرازین، افق جدیدی را در دانش بشر گشوده است، که مستقیماً بر اکتشاف منابع طبیعی در فضای بین سیاره‌ای و روی زمین، پیش بینی آب و هوا، ارتباطات رادیویی و تلویزیونی، ناوربری هوایی و دریایی تأثیرگذار بوده است [۱].

کرسپو<sup>۵</sup> [۲] در سال ۱۹۷۶ ضربه ویژه یک رانشگر هیدرازینی را بر اساس تجزیه آمونیاک، محاسبه کرد و توانست معادله‌ای را برای نرخ تجزیه هیدرازین و آمونیاک پیشنهاد دهد. او همچنین معادله همبستگی را برای کسر جرمی گونه‌ها در انتهای ناحیه تبخیر ارائه کرد. اکلاف و دپنر<sup>۶</sup> [۳] در سال ۱۹۸۹، مدل‌سازی و شبیه‌سازی یک رانشگر هیدرازینی را مورد مطالعه قرار دادند. این محققان، سینتیک تجزیه کاتالیستی هیدرازین، در یک

- 2 Hydrazine (N2H4)
- 3 Hydrogen Peroxide (H2O2)
- 4 Hydroxyl Ammonium Nitrate; HAN (NH3OHNO3)
- 5 Crespo
- 6 Ekloff and Deppner

حقوق مؤلفین به نویسندگان و حقوق ناشر به انتشارات دانشگاه امیرکبیر داده شده است. این مقاله تحت لیسانس آفرینندگی مردمی (Creative Commons License) در دسترس شما قرار گرفته است. برای جزئیات این لیسانس، از آدرس <https://www.creativecommons.org/licenses/by-nc/4.0/legalcode> دیدن فرمایید.



پاکدهی و همکاران<sup>۳</sup> [۹] در سال ۲۰۱۹ اثر تجزیه آمونیاک در یک رانشگر تک‌مولفه‌ای هیدرازینی، بر دمای محفظه تجزیه، وزن مولکولی محصولات گازی و غیره مورد بررسی قرار دادند. مطالعات آنها حاکی از این بود که افزایش نرخ تجزیه آمونیاک، منجر به کاهش دما می‌شود.

در مقاله حاضر، محفظه تجزیه یک رانشگر تک‌مولفه‌ای هیدرازینی، در مقیاس دانه‌های تشکیل دهنده بستر کاتالیستی، بصورت عددی مدل‌سازی شده است. و اثر پارامتر ضریب تخلخل بستر کاتالیستی برای قطر میانگین مشخصه دانه‌های کاتالیست با یک فشار ورودی به محفظه مشخص، روی عملکرد محفظه تجزیه مورد بررسی قرار می‌گیرد. از اینرو شبیه‌سازی‌ها برای چیدمان دانه‌های کاتالیست با ضرایب تخلخل مختلف انجام گرفته است. سپس اثرات پارامتر مذکور بر روی پارامترهای عملکردی محفظه تجزیه نظیر دبی جرمی، کسر جرمی هیدرازین، بارگذاری بستر، دمای بستر و دمای دیواره بیرونی بستر، سرعت محوری جریان بستر، تغییرات فشار و افت فشار بستر بررسی شده است. مهم‌ترین هدف از انجام این تحقیق، استفاده از روش عددی به منظور پیدا کردن درک عمیق‌تری از واکنش کاتالیستی هیدرازینی در محفظه تجزیه یک رانشگر تک‌مولفه‌ای می‌باشد. در بسیاری از تحقیقات پیشین نیز از روش مشابه با تحقیق حاضر استفاده شده است یعنی برای تغییر میزان تخلخل بستر، بجای تغییر اندازه گرانول‌ها، فاصله بین آنها تغییر داده شده است. ژوو<sup>۴</sup> و همکاران [۱۰] و سلیمی و همکاران [۱۱] در سال ۲۰۱۵ ذرات مربع شکل را در دو بعد چیده و برای تغییر ضریب تخلخل، فاصله بین آنها را تغییر دادند. ژوو<sup>۵</sup> و شوان [۱۲] گرانول‌های کروی با ابعاد یکسان را در سه بعد چیده و جهت تغییر ضریب تخلخل، فاصله آنها را از طریق تغییر در چیدمان آنها تغییر داده‌اند. علاوه بر اینها لازم بذکر است که با توجه به فیزیک موضوع، نویسندگان مقاله چاره‌ای جز تغییر تخلخل از طریق تغییر فاصله ندارند. دلیل این موضوع نیز وجود ابعاد استاندارد برای ذرات گاما-آلومینا است که پایه تولید گرانول‌های کاتالیست می‌باشند، به نحوی که فلز فعال روی گرانول گاما-آلومینا لایه نشانی می‌شود. بنابراین، اگر اندازه گرانول‌ها تغییر داده شود از واقعیت ابعاد استاندارد موجود فاصله گرفته می‌شود. البته گرانول‌های گاما-آلومینا با ابعاد بزرگتر از آنچه در تحقیق حاضر استفاده شده نیز وجود دارد، اما با توجه به دو برابر شدن تقریبی ابعاد آنها، آزادی عمل نویسندگان برای تغییر تدریجی ضریب تخلخل بشدت محدود می‌شد. بنابراین، تغییر تخلخل از طریق تغییر در فواصل بین گرانول‌ها بهترین

رانشگر ۲۰ نیوتنی را با در نظر گرفتن دو مسیر مختلف برای انجام واکنش کاتالیستی جهت تولید آمونیاک به عنوان محصول میانی، مورد مطالعه قرار دادند. همچنین موازنه انتقال حرارت و بررسی رفتار دمایی رانشگر نیز در این مدل‌سازی مورد توجه قرار گرفت. آن‌ها نتایج حاصل از مدل‌سازی خود را با تحلیل دمای دیواره محفظه تجزیه در مکانهای مشخص، مورد ارزیابی قرار دادند. پاسینی و همکاران [۴] در سال ۲۰۱۰ یک مدل یک بعدی برای شبیه‌سازی تجزیه سوخت پرواکسید هیدروژن در محفظه تجزیه یک رانشگر تک‌مولفه‌ای 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 می‌باشد. البته لازم به ذکر است که پارامترهایی مانند دمای دیواره محفظه احتراق، اثرات قطر دانه‌های کاتالیست روی نرخ پیشرفت واکنشها و عدم تعادل ترمودینامیکی موجود بین فازهای جامد و گاز را در نظر نگرفتند.

چگونگی واکنش‌های شیمیایی در نواحی مختلف بستر کاتالیستی توسط روش‌های مبتنی بر حل معادلات ناویر استوکس نیز مورد مطالعه قرار گرفته است. از این میان می‌توان به تحقیق هو و همکاران<sup>۱</sup> [۵] در سال ۲۰۱۴ و ژنگ و همکاران<sup>۲</sup> [۶] در سال ۲۰۱۶ اشاره کرد. آن‌ها فرآیند تبخیر و تجزیه هیدرازین را با استفاده از مدل دوفازی مخلوط و با در نظر گرفتن انتقال جرم شبیه‌سازی کردند. هر دو نوع واکنش همگن (فاز گاز) و ناهمگن (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. جانگ و همکاران [۷] در سال ۲۰۱۷ مدل پاسینی و همکاران را اصلاح کرده و از آن برای مطالعه پارامتریک یک محفظه تجزیه سوخت پرواکسید هیدروژن استفاده کردند. آن‌ها اثرات اندازه دانه‌های کاتالیست روی نرخ پیشرفت واکنش‌های شیمیایی را وارد مدل کرده و با استفاده از آن مقدار بهینه‌ای برای ظرفیت کاتالیست و افت فشار بدست آوردند. لازم به ذکر است که کمیت ظرفیت کاتالیست از تقسیم دبی جرمی به حجم محفظه تجزیه حاصل می‌شود. سلیمی و کریمایی [۸] در سال ۲۰۱۸ ایجاد کاتالیزور و بستر کاتالیزوری برای تجزیه هیدرازین در رانشگرهای تک‌مولفه‌ای کم‌پیشران را بحث نمودند. همچنین مواد تشکیل دهنده کاتالیست، روش‌های ساخت کاتالیست و بستر کاتالیست، ملاحظات ساخت و الزامات و همچنین جانمایی آن را مورد بررسی قرار دادند.

3 Pakdehi et.al

4 Zhou

5 Zhu

1 Hou et.al

2 Zhang et.al



• انتقال حرارت ترکیبی در نظر گرفته شده است ولیکن در لایه تحتانی، تنها انتقال حرارت تشعشی<sup>۳</sup> در نظر گرفته شده است.

- برای کلیه واکنش‌ها از روابط آرنیوس<sup>۴</sup> در شبیه‌سازی استفاده شده است.
- در مقیاس حفره، معادلات ناویر-استوکس در دو بعد برای تحلیل جریان سیال و واکنش‌های شیمیایی در محیط متخلخل مورد استفاده قرار می‌گیرند.

## ۲-۲- معادلات حاکم

مسئله حاضر از دو بخش تشکیل شده است، بخش اول مربوط به تبخیر و گازی‌سازی سوخت بوده که در ناحیه القایی محفظه تجزیه به وقوع می‌پیوندد. در این ناحیه معادله ساده شده انرژی مطابق با تحقیق شنکار و همکاران [۱۳] مورد استفاده قرار گرفته و طول ناحیه به همراه خواص ترمودینامیک گاز در طول آن محاسبه می‌شوند. در بخش دوم بعد از مشخص شدن خواص جریان در انتهای ناحیه القایی، تحلیل تجزیه هیدرازین در فاز گاز روی بستر کاتالیستی انجام می‌شود. شنکار و همکاران [۱۳] برای ناحیه القایی یک معادله انرژی استخراج و در نظر گرفتند. بر مبنای تحقیقات آنها، در طول ناحیه القایی دما بصورت زیر تغییر می‌کند:

$$\frac{dT_g}{dz} = \left( \frac{\Delta H_r^{N_2H_4} - L^{N_2H_4}}{GC_p} \right) \times A_p P_{vr}^{N_2H_4} \left( \frac{M^{N_2H_4}}{R_u T_g} \right) \times \sqrt{D^{N_2H_4}} A \exp \left[ \frac{\left( -\frac{L^{N_2H_4}}{R_u} \right) + \left( \frac{T_A}{2} \right)}{T_g} \right] \quad (1)$$

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 رابطه زیر برای آن معرفی شده است [۱۳]:

عبارت  $RHS$  در رابطه (۳) معرف سمت راست رابطه (۱) می‌باشد که در دمای ورودی سوخت به محفظه تجزیه محاسبه می‌شود. توجه شود که 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

تصمیم است. این کار از طریق شبیه‌سازی در مقیاس حفره‌ها که از دقت بالایی برخوردار است، انجام شده است. در این راستا اثرات ضریب تخلخل، بر میزان تجزیه هیدرازین و افت فشار و نیز تغییرات دما و سرعت محوری و دبی جرمی و نیز تغییرات دمای دیواره بیرونی بستر کاتالیستی بررسی شده است. همچنین تغییرات دمایی دیواره محفظه تجزیه نیز در شرایط فوق بررسی شده است. شبیه‌سازی مقیاس حفره بستر کاتالیستی، اطلاعات قابل توجهی در رابطه با ناپایداری‌های احتراق و پاسخ زمانی این رانشگرها در مراحل روشن و خاموش شدن ارائه می‌دهد. بنابراین در راستای طراحی یک رانشگر قابل اعتماد، لازم است چنین شبیه‌سازی‌هایی انجام شوند. بررسی مقالات و پژوهش‌های انجام گرفته در زمینه مطالعه رفتار محفظه تجزیه رانشگر هیدرازینی، نشان می‌دهد که در تمامی تحقیقات انجام شده، محیط متخلخل، مدل‌سازی شده است. نوآوری تحقیق حاضر در شبیه‌سازی عددی محفظه تجزیه یک رانشگر تک‌مولفه‌ای هیدرازینی، در مقیاس گرانول‌های تشکیل‌دهنده بستر کاتالیستی (حفره)، است. در شبیه‌سازی در مقیاس حفره، هیچ مدل ساده شده‌ای وارد نمی‌شود و بنابراین از دقت بالایی برخوردار است.

## ۲- تئوری مسئله و مدل

### ۲-۱- فرضیات مسئله

فرضیات حاکم بر مسئله به صورت زیر است:

- فرض می‌شود که همه گازها در حالت ایده‌آل هستند چون دما در یک رانشگر تک‌مولفه‌ای هیدرازینی بالاست.
- شبیه‌سازی‌ها با در نظر گرفتن تبخیر قطرات سوخت هیدرازین، در ناحیه القایی، توسط مدل شنکار و همکاران [۱۳] انجام می‌شود. بنابراین فرض می‌شود که خارج از ناحیه القایی هیدرازین تنها در فاز گازی وجود دارد.
- از تخلخل داخل دانه‌های کاتالیست صرف نظر شده است. یعنی فرض می‌شود که واکنش‌ها به صورت کاتالیستی فقط روی سطح کاتالیست انجام می‌شود و از واکنش‌های حجمی صرف نظر شده است.
- تنها ۴ گونه شیمیایی هیدرازین و آمونیاک و هیدروژن و نیتروژن در محاسبات در نظر گرفته شده است.
- شبیه‌سازی‌ها بصورت دوبعدی و متقارن محوری<sup>۱</sup> با لحاظ جریان پایا و در فاز گاز انجام شده است. به همین دلیل شکل هندسی کاتالیست‌ها به صورت چنبره<sup>۲</sup> توپر در نظر گرفته شده است که متفاوت از شکل گرانولی آنهاست.

3 Radiation

4 Arrhenius

1 Axisymmetric

2 Torus

گاز نیز با استفاده از روابط زیر محاسبه شده است [۱۳]:

$$Mw_{Mix} = \frac{1}{\sum Y_i / Mw_i} \quad (7)$$

$$\rho_{Mix} = \frac{Mw_{Mix} P}{R_u T} \quad (8)$$

$$CP_{Mix}(T) = \sum Y_i CP_i(T) \quad (9)$$

$$CV_{Mix}(T) = \sum Y_i CV_i(T) \quad (10)$$

$$\gamma_{Mix}(T) = \frac{CP_{Mix}(T)}{CV_{Mix}(T)} \quad (11)$$

$$\mu_{Mix}(T) = \sum Y_i \mu_i(T) \quad (12)$$

انتگرال گیری عددی از معادله (۱) محاسبه می شود. به این ترتیب که طول ناحیه القایی محاسبه شده از رابطه (۲) به فواصل مساوی تقسیم بندی شده و معادله (۱) روی این فواصل گسسته سازی شده و بصورت عددی حل می شود. دما در مقطع ناحیه القایی را دمای القایی می نامند که به عنوان شرط اولیه برای دمای گاز در تحلیل بستر کاتالیستی مورد استفاده قرار می گیرد. باید توجه داشت که طول منطقه القایی با افزایش مقدار بارگذاری بستر، افزایش می یابد و لذا دمای بیشینه نیز افزایش خواهد یافت. بعد از محاسبه دما در انتهای ناحیه القایی، کسر جرمی گونه های شیمیایی نیز با استفاده از روابط زیر محاسبه می شوند [۱۴]:

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

$$Y_g^{N_2H_4} = 0.87 - 0.0006T_{Ind} \quad (3)$$

$$Y_g^{NH_3} = \left( \frac{M^{NH_3}}{M^{N_2H_4}} \right) (1 - Y_g^{N_2H_4}) \quad (4)$$

$$Y_g^{N_2} = \left( \frac{M^{N_2}}{2M^{N_2H_4}} \right) (1 - Y_g^{N_2H_4}) \quad (5)$$

$$Y_g^{H_2} = \left( \frac{M^{H_2}}{2M^{N_2H_4}} \right) (1 - Y_g^{N_2H_4}) \quad (6)$$

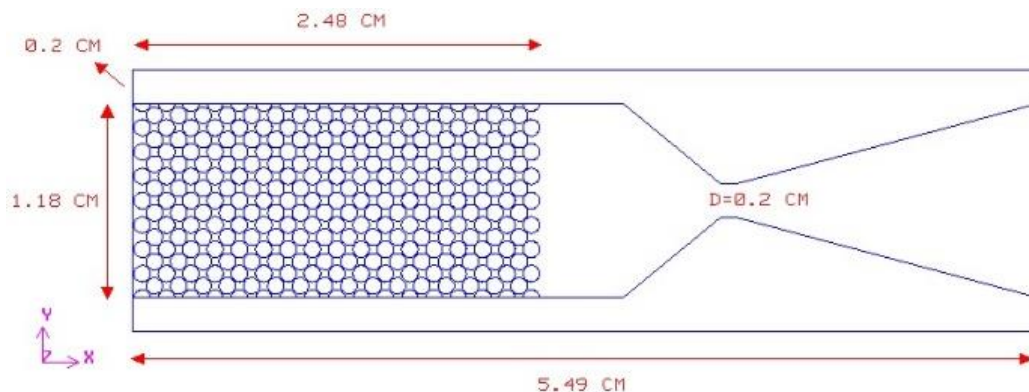
همانطور که مشاهده می شود، بعد از محاسبه کسر جرمی هیدرازین، کسر جرمی سایر گونه ها بر مبنای ضرایب استیکیومتری معادلات تجزیه هیدرازین و آمونیاک محاسبه شده اند که در مسئله حاضر کسر جرمی هیدرازین برابر ۰/۶۳ و آمونیاک برابر ۰/۱۹ و نیتروژن برابر ۰/۱۵ و نیز هیدروژن برابر ۰/۱۱ محاسبه شده است. معادلات حاکم برای منطقه پسا القایی، در طول محفظه تجزیه، برای فشار، دما و نیز تراکم خلل و فرج بین دانه های کاتالیست را می توان از معادلات بقای انرژی، مومنتوم و جرم برای هر یک از گونه ها و معادله حالت برای مخلوط بدست آورد. همچنین، خواص مخلوط

### ۲-۳- شبیه سازی عددی

در این پژوهش تجزیه سوخت هیدرازین روی بستر کاتالیستی متشکل از گرانول های آلومینا که با فلز فعال ایریدیوم پوشش داده شده اند، بصورت عددی مطالعه شده است. طرح واره رانشگر بررسی شده در شکل ۱ مشاهده می شود. طول بستر کاتالیستی مورد مطالعه ۲/۴۸ سانتی متر بوده و اثرات پارامتر ضریب تخلخل بستر کاتالیستی روی عملکرد محفظه تجزیه نظیر دبی جرمی، کسر جرمی هیدرازین، بارگذاری بستر، دمای بستر و دمای دیواره بیرونی بستر، سرعت محوری جریان بستر، تغییرات فشار و افت فشار بستر مورد بررسی قرار می گیرد. شبیه سازی ها برای دانه های کاتالیست با قطر ۱ میلی متر و در سه ضریب تخلخل ۰/۴، ۰/۵۵، ۰/۶۵ انجام گرفته است. فشار ورودی به محفظه تجزیه نیز برابر ۱۵ بار، در نظر گرفته شده است.

پس از تولید هندسه فوق، با استفاده از نرم افزار فلوئنت واکنش تجزیه هیدرازین در مقیاس دانه های تشکیل دهنده بستر کاتالیستی شبیه سازی گردید. و در نهایت پارامترهای مربوط به بستر کاتالیستی و نیز پارامترهای عملکردی رانشگر مورد مطالعه و تحلیل قرار خواهد گرفت. مشخصات





شکل ۱. طرح‌واره مسئله مورد پژوهش

Fig. 1. Schematic of the problem under study

۱۶۶ هزار می‌باشد و نوع شبکه‌بندی ایجاد شده نیز نوع تری-پیو<sup>۲</sup> می‌باشد. فاصله اولین ردیف لایه مرزی از سطح دانه‌های کاتالیست ۲ میکرون، با نرخ رشد ۱/۳ و تعداد ۴ ردیف در نظر گرفته شده است. به منظور بررسی تأثیر اندازه و تعداد مش، تعداد مختلفی از مش در ناحیه بستر کاتالیستی، جهت بررسی استقلال از شبکه انتخاب شدند و کسر جرمی هیدرازین و نیز سرعت محوری (مطابق شکل ۲ و شکل ۳) در انتهای بستر کاتالیستی برای ضریب تخلخل ۰/۴ در تعداد مش‌های مختلف بررسی شدند. نتایج، هنگامی که تعداد مش‌های بستر، حدود ۱۶۶ هزار بود، تفاوت محسوسی با تعداد مش بیشتر نشان نداد. لذا این تعداد مش برای شبیه‌سازی در نظر گرفته شد. برای ضرایب تخلخل دیگر هم به همین صورت، حداقل تعداد مش لازم انتخاب گردید.

شکل ۴ هندسه بستر کاتالیستی مورد مطالعه را در سه ضریب تخلخل ۰/۴، ۰/۵۵، ۰/۶۵ و با قطر دانه‌های ۱ میلی‌متر نمایش می‌دهد. شرایط مرزی در ورودی محفظه تجزیه از نوع ورودی فشار<sup>۳</sup> و در خروجی از قسمت نازل از نوع خروجی فشار<sup>۴</sup> انتخاب شده است. فشار ورودی تنظیم شده در ورودی، ۱۵ بار بوده و کسر جرمی گونه‌ها نیز بر اساس روابط (۳) تا (۶) محاسبه شده است. همچنین دمای ورودی نیز پس از محاسبه دما در انتهای ناحیه القایی، مقدار ۳۸۵/۲۱۷ کلوین در نظر گرفته شده است. فشار خروجی در انتهای نازل نیز ۲۰۰۰ پاسکال در نظر گرفته می‌شود. در قسمت دیواره گرانول‌ها نیز مدل واکنش<sup>۵</sup> در نرم‌افزار فعال شده است.

هندسی رانشگر و نیز محفظه تجزیه نیز، در جدول ۱ ارائه شده است. هندسه بستر کاتالیستی به این شکل است که قطر دانه‌ها، در طول بستر کاتالیستی، ثابت در نظر گرفته شده و ضریب تخلخل، تغییر کرده است. به این صورت که، قطر دانه‌ها ۱ میلی‌متر لحاظ شده و ضریب تخلخل بستر ۰/۴، ۰/۵۵، ۰/۶۵ در نظر گرفته شده است. علت انتخاب ضریب تخلخل‌های یاد شده، محدودیت ابعادی محفظه تجزیه می‌باشد. تحلیل مقیاس حفره محیط‌های متخلخل متشکل از گرانول‌ها در وضعیت دوبعدی یا تقارن محوری با متصل کردن گرانول‌ها به یکدیگر عملاً غیر ممکن است، زیرا در این حالت مسیر حرکت سیال بسته می‌شود. عملاً تمامی تحقیقات انجام شده پیشین (نظیر [۱۰-۱۲]) روی تحلیل مقیاس حفره محیط متخلخل، از روش مشابهی با تحقیق حاضر بهره برده‌اند که کاملاً رایج است. بنابراین از آنجا که در تحقیق حاضر، هدف مطالعه بستر متشکل از یک اندازه مشخص از گرانول‌ها بوده، فاصله آنها نسبت به یکدیگر تغییر داده شده است. تعریف ضریب تخلخل به صورت فرمول (۱۳) است:

$$\varepsilon = \frac{(\pi R^2 L) - v}{(\pi R^2 L)} \quad (13)$$

هندسه و مش مسئله حاضر با استفاده از نرم‌افزار گمبیت<sup>۱</sup> ۲،۴،۶<sup>۱</sup> ایجاد شده است. سائز شبکه ۲۵/۸۳۷ میکرومتر بوده و تعداد مش‌های بستر، حدود

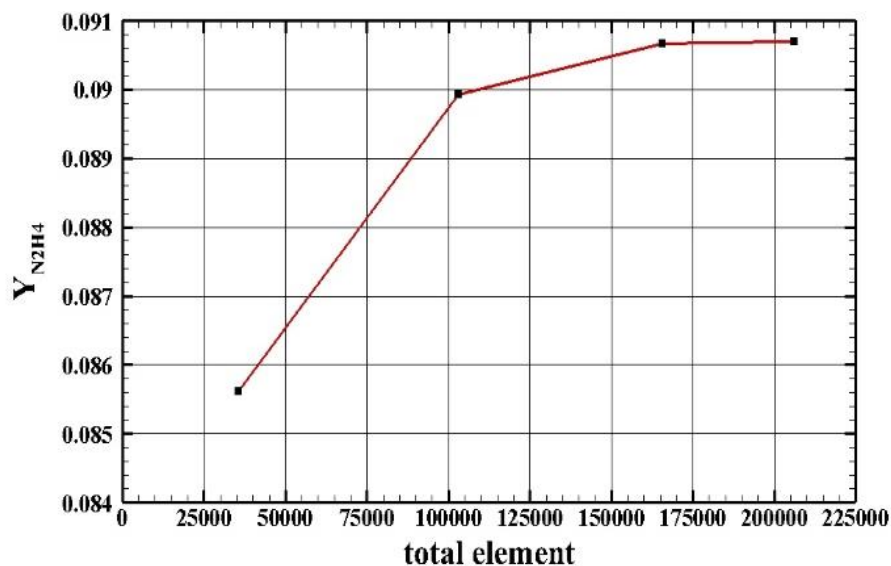
- 2 Tri-pave
- 3 Pressure inlet
- 4 Pressure outlet
- 5 Reaction

1 GAMBIT 2.4.6

جدول ۱. مشخصات هندسی رانشگر و نیز محفظه تجزیه

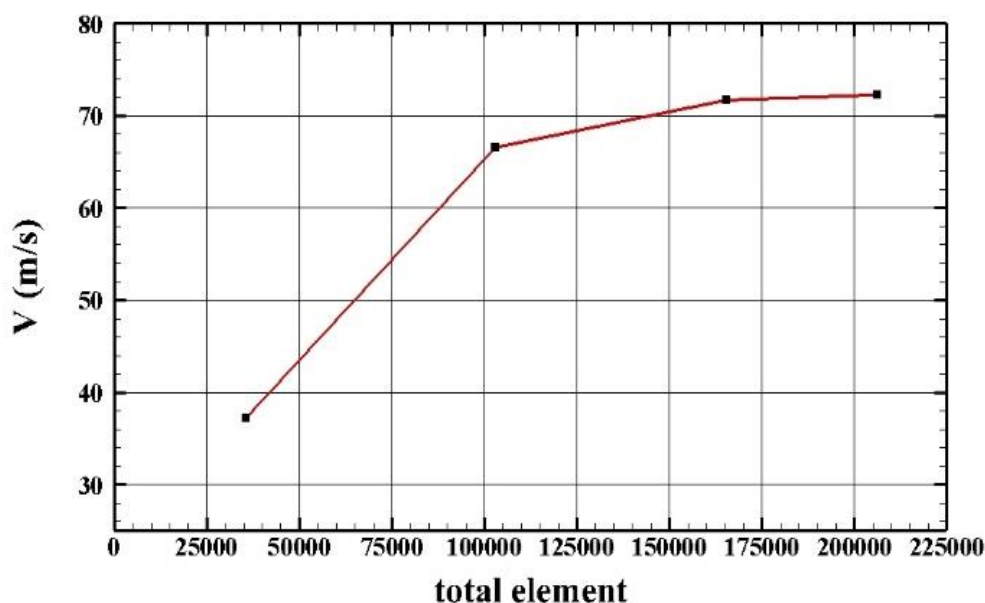
Table 1. Geometric characteristics of the thruster as well as the decomposition chamber

ردیف	کمیت	مقدار	واحد
۱	قطر محفظه تجزیه	۱/۱۸	سانتی متر
۲	قطر گلوگاه نازل	۰/۲	سانتی متر
۳	طول محفظه تجزیه	۲/۴۸	سانتی متر
۴	طول رانشگر	۵/۴۹	سانتی متر
۵	فشار ورودی محفظه تجزیه	۱۵	بار
۶	ضخامت دیواره	۰/۲	سانتی متر
۷	دمای سوخت در ورودی محفظه	۵۰۰	کلوین
۸	دمای دیواره محفظه تجزیه	۳۰۰	کلوین
۹	ضریب تخلخل بستر	۰/۴ و ۰/۵ و ۰/۶ و ۰/۷	-
۱۰	قطر دانه‌های کاتالیست	۱	میلی متر



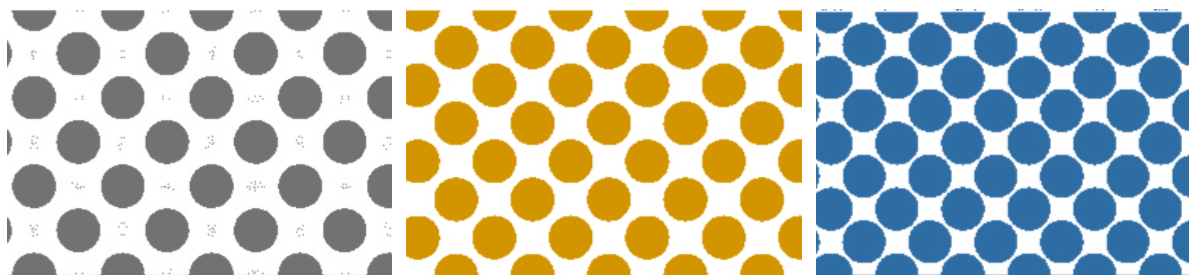
شکل ۲. کسر جرمی هیدرازین در انتهای بستر کاتالیستی برای ضریب تخلخل ۰/۴ در تعداد مش‌های مختلف

Fig. 2. Mass fraction of hydrazine at the end of the catalyst bed at a porosity coefficient of 0.4 in the different number of meshes



شکل ۳. سرعت محوری جریان بستر در انتهای بستر کاتالیستی برای ضریب تخلخل ۰/۴ در تعداد مش‌های مختلف

Fig. 3. Axial velocity of the bed flow at the end of the catalyst bed at a porosity coefficient of 0.4 in the different number of meshes



شکل ۴. هندسه بستر ایجاد شده در ضرایب تخلخل (الف) ۰/۴، (ب) ۰/۵۵، (ج) ۰/۶۵ و با قطر دانه‌های ۱ میلی‌متر

Fig. 4. Bed geometry created at porosity coefficients (a) 0.4, (b) 0.55, (c) 0.65 with a granule diameter of 1 mm

و هیدروژن و نیتروژن می‌باشند. با توجه به اهمیت بالای لایه مرزی در دیواره گرانول‌ها، از مدل توربولانسی دو معادله‌ای کی-امگا اس اس تی<sup>۴</sup> استفاده شده است. روش حل نیز سیمپل-سی<sup>۵</sup> تعیین شد و روش گسسته‌سازی برای فشار از نوع استاندارد<sup>۶</sup> و برای دیگر متغیرها از نوع آپویند مرتبه دوم<sup>۷</sup> انتخاب گردید.

برای محاسبه میدان جریان، از نرم‌افزار فلوئنت ۱۷/۱ با فرض ورودی گاز در ابتدا استفاده شده است. در تنظیمات نرم‌افزار، حل گر از نوع فشار مینا انتخاب گردید و نیز از شرط مرزی تقارن محوری در سطح پایین استفاده شده است. به منظور فعال‌سازی واکنش‌های شیمیایی در بخش گونه‌ها<sup>۱</sup>، واکنش‌های حجمی و نیز سطح دیواره<sup>۲</sup> فعال شده است. گونه‌های انتخاب شده در فاز گازی، شامل ۴ گونه هیدرازین و آمونیاک

4 k- $\omega$  SST  
5 SimpleC  
6 Standard  
7 Second-order upwind

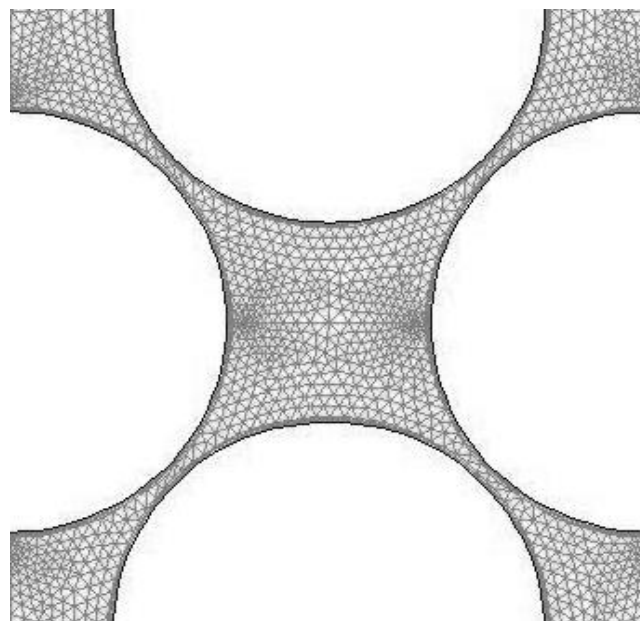
1 FLUENT 17.1  
2 Species  
3 Wall surface

گزارش شده در هر مقطع X از طریق متوسط‌گیری جرمی<sup>۲</sup> مقادیر در جهت محور Y استخراج شده‌اند.

اندک اختلاف‌های موجود مشاهده شده بین نتایج حاضر با نتایج هوانگ و همکاران می‌تواند به این دلیل باشد که بستر کاتالیستی در نظر گرفته شده در تحقیقات هوانگ، به عنوان یک محیط متخلخل یک بعدی بوده و در مقیاس خلل و فرج، شبیه‌سازی نشده است. همچنین دمای دیواره محفظه در تحقیق هوانگ نامشخص می‌باشد و در دیواره‌ها فقط انتقال حرارت تشعشی در نظر گرفته شده است.

### ۳- تحلیل پارامتریک و ارائه نتایج

در این بخش اثرات پارامتر ضریب تخلخل بستر بر پارامترهای عملکردی بستر نظیر کسر جرمی هیدرازین، تغییرات فشار بستر، سرعت محوری، دمای بستر، دبی جرمی، تراست، ضربه ویژه و بارگذاری بستر بررسی می‌شوند. در این خصوص، سه ضریب تخلخل ۰/۴، ۰/۵۵، ۰/۶۵ مورد مطالعه قرار گرفته است. قطر دانه‌های کاتالیست نیز با سایز ۱ میلی‌متر لحاظ شده‌اند. فشار ورودی نیز برای شبیه‌سازی ۱۵ بار لحاظ شده است. تجزیه هیدرازین با توجه به میزان انتقال هیدرازین به دانه‌های کاتالیست کنترل می‌شود زیرا با رسیدن به سطح کاتالیست به سرعت تجزیه می‌شود. کسر جرمی هیدرازین<sup>۳</sup> نیز در طول بستر کاتالیستی بصورت نمایی افت می‌کند. شکل ۷ کسر جرمی هیدرازین در طول بستر کاتالیستی برای دانه‌های با قطر ۱ میلی‌متر و در ضرایب تخلخل مختلف و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار را نمایش می‌دهد. شایان ذکر است که، نرخ واکنش تجزیه هیدرازین در این تحقیق، محدود به بخش بسیار نازکی از جداره دانه‌های کاتالیست می‌شود. بنابراین نرخ واکنش‌های شیمیایی در این حالت بسیار بیشتر از نرخ انتقال جرم از جریان سیال به سطح کاتالیست و از سطح کاتالیست به داخل آن می‌باشد. بطوریکه، هیدرازین قبل از اینکه به داخل دانه‌های کاتالیست منتشر شود، کاملاً تجزیه شده و از بین می‌رود. لذا، واکنش تجزیه کاتالیستی هیدرازین در شرایط مطالعه شده در این تحقیق توسط پخش مولکولی (انتقال جرم) کنترل می‌شود. نتایج نشان می‌دهد با افزایش ضریب تخلخل، کسر جرمی هیدرازین کاهش یافته است و تنها در ضریب تخلخل ۰/۴، تمامی هیدرازین در طول بستر تجزیه شده است. در حقیقت در ضریب تخلخل‌های بالاتر، در طول بستر کاتالیستی، سطح تماس کاهش یافته و در نتیجه واکنش‌های شیمیایی با نرخ کمتری صورت می‌پذیرند، بنابراین هیدرازین به صورت کامل تجزیه نمی‌شود.



شکل ۵. شبکه محاسباتی پیرامون دانه‌های کاتالیست با سایز ۲۵/۸۳۷ میکرومتر

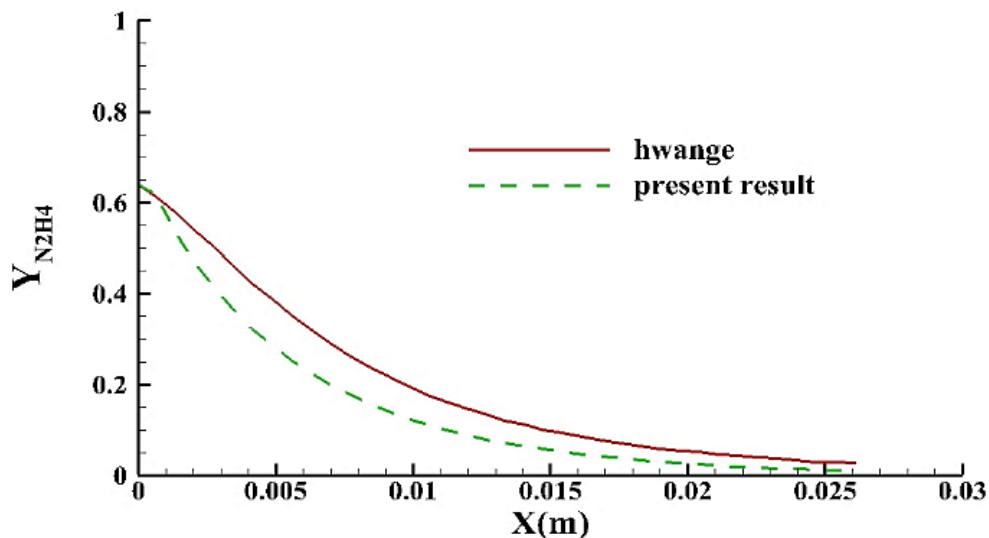
Fig. 5. Computational domain around catalyst granules with size  $2.5837 \times 10^{-5}$

شکل ۵ نمایی از شبکه محاسباتی ایجاد شده پیرامون دانه‌های کاتالیست را نمایش می‌دهد. با توجه به اینکه در مجاورت سطح دانه‌های کاتالیست، واکنش‌های شیمیایی بوقوع می‌پیوندند، از شبکه با سازمان، و تراکم بالا استفاده شده است. به منظور صحت سنجی<sup>۱</sup>، در این بخش نتایج به‌دست آمده از روش عددی کار حاضر با نتایج حل عددی هوانگ و همکاران [۱۴] مقایسه شده است.

بستر کاتالیستی در شبیه‌سازی‌های هوانگ و همکاران، شامل دو بخش بالادست (دانه‌های کوچک) و پایین دست (دانه‌های بزرگ) می‌شود و با تغییر سایز دانه‌ها و نیز ضریب تخلخل هر بخش اثرات تخریب شدن دانه‌های بستر کاتالیستی روی عملکرد بستر یک رانشگر هیدرازینی را مطالعه کردند. برای بررسی صحت شبیه‌سازی‌ها، نتایج تحقیق ایشان در حالی که قطر دانه‌ها در هر دو بخش ۱ میلی‌متر و ضریب تخلخل نیز ۰/۴ می‌باشد و هیچگونه تخریبی در بستر ایجاد نشده، در نظر گرفته شده است. محفظه تجزیه تحلیل شده توسط آنها دارای طول ۲/۶ سانتی‌متر و قطر ۵/۶ میلی‌متر بود. رانشگر آنها دارای دبی جرمی ۲/۰۶ گرم بر ثانیه، و قطر دانه و تخلخل به ترتیب ۱ میلی‌متر و ۰/۴ بود. نتایج مربوط به کسر جرمی گونه‌های هیدرازین در شکل ۶ با نتایج عددی هوانگ و همکاران [۱۵] مقایسه شده است. در این نمودار مطابقت خوبی بین نتایج مشاهده می‌شود. لازم بذکر است که کسر جرمی

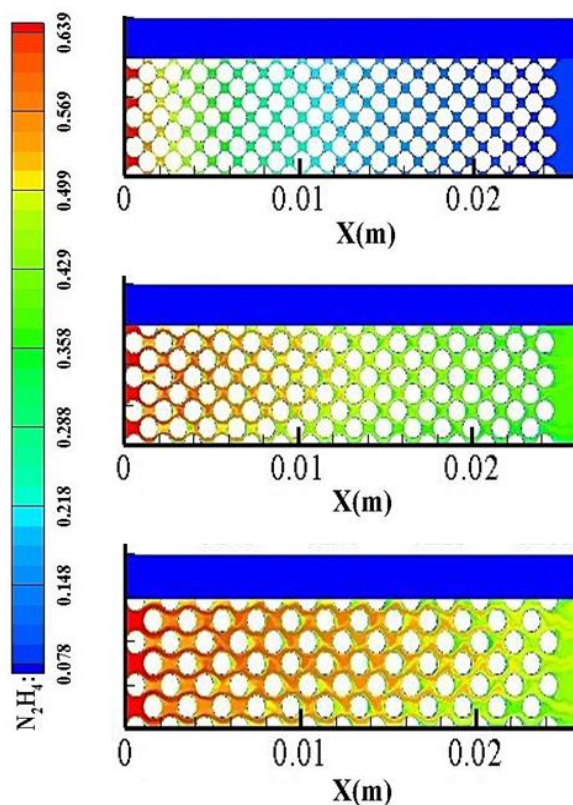
2 Mass Weighted Averaged  
3 N2H4 mass fraction

1 Validation



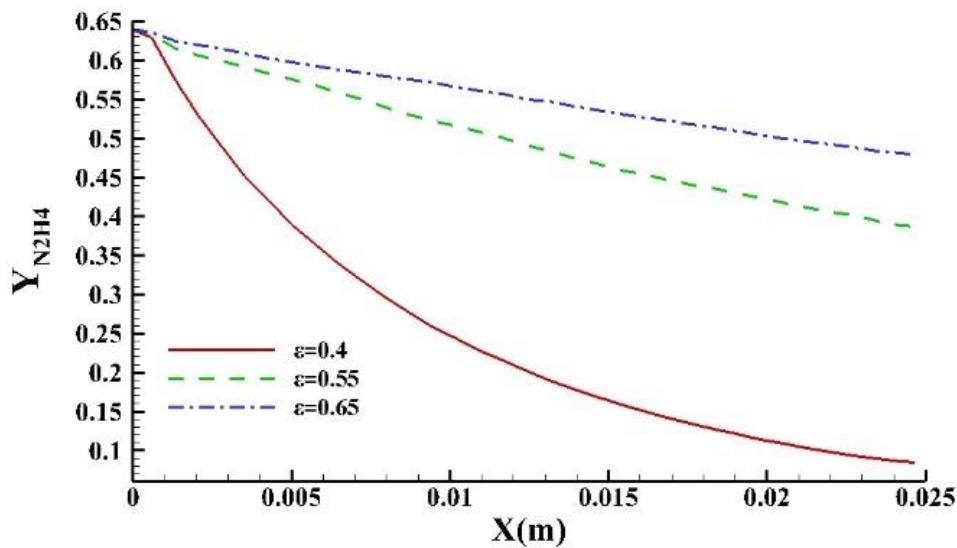
شکل ۶. مقایسه پروفیل کسر جرمی هیدرازین در طول بستر کاتالیست (تحقیق حاضر) با نتایج هوانگ و همکاران [۱۱]

Fig. 6. Comparison of hydrazine mass fraction profiles along the catalyst bed (present study) with the results of Hwang et al. [11]



شکل ۷. کسر جرمی هیدرازین، دانه‌های با قطر ۱ میلی‌متر در ضریب تخلخل ۰/۴، ۰/۵۵ و ۰/۶۵ (از بالا به پایین) و فشار ورودی ۱۵ بار

Fig. 7. Mass fraction of hydrazine, granules with a diameter of 1 mm at porosity coefficients of 0.4, 0.55 and 0.65 (from up to down) and inlet pressure 15 bar



شکل ۸. کسر جرمی هیدرازین، دانه‌های با قطر ۱ میلی‌متر و ضرایب تخلخل متفاوت و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار

Fig. 8. Mass fraction of hydrazine, granules with a diameter of 1 mm and different porosity coefficients and chamber inlet pressure 15 bar

می‌باشد. البته با توجه به این موضوع که گازهای هیدروژن و نیتروژن تولیدی به سرعت و با حجم زیاد تولید می‌شوند. بدین ترتیب فشار را در داخل محفظه تجزیه رانشگر بالا می‌برند. تقابل این دو عامل فشاری (افت فشار بستر کاتالیستی و گاز پرفشار تولیدی) منجر به این رفتار پروفیل فشار می‌گردد. افزایش افت فشار از میان بستر کاتالیستی اثرات نامطلوبی در عملکرد یک رانشگر تک‌مولفه‌ای هیدرازینی خواهد داشت. به دلیل افت فشار، دانه‌های کاتالیستی که در انتهای بستر کاتالیستی واقع شده‌اند از لحاظ مکانیکی دچار خرد شدگی می‌شوند که این موضوع باعث کاهش عمر کاری رانشگر خواهد گردید. به این دلیل است که در رانشگرها، بستر کاتالیستی، دوبخشی طراحی می‌شود تا بدون اینکه واکنش‌پذیری بستر دچار کاهش شود، افت فشار به طور قابل توجهی کاهش پیدا کند. برای محاسبه افت فشار در محفظه از رابطه (۱۴) می‌توان استفاده کرد:

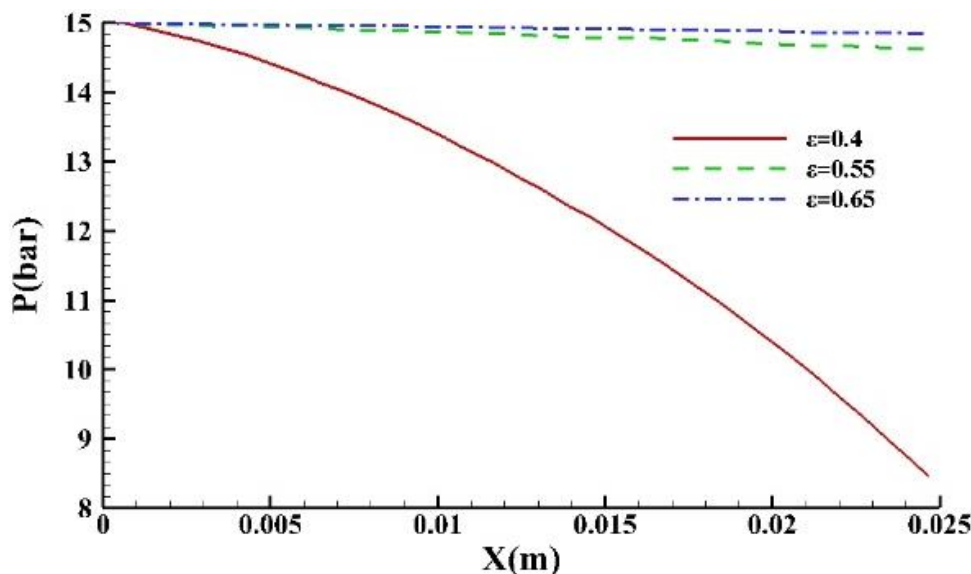
$$\frac{dP}{dZ} = \mu_{Mix} \left[ \frac{180(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3 dp^2} \right] \left( \frac{G}{\rho_{Mix}} \right) + \rho_{Mix} \left[ \frac{4(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3 dp} \right] \left( \frac{G}{\rho_{Mix}} \right)^2 \quad (14)$$

در شکل ۸ مقایسه کمی پروفیل‌های کسر جرمی هیدرازین برای دانه‌های کاتالیست با قطر ۱ میلی‌متر در طول بستر را در ضرایب تخلخل متفاوت و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار، نشان می‌دهد. مقادیر کسر جرمی در هر مقطع X از طریق متوسط‌گیری جرمی در راستای محور Y حاصل شده‌اند. نتایج، کاهش فاحش کسر جرمی هیدرازین را با کاهش ضریب تخلخل نشان می‌دهد.

شکل ۹ مقایسه کمی پروفیل‌های تغییرات فشار برای دانه‌های کاتالیست با قطر ۱ میلی‌متر در طول بستر را در ضرایب تخلخل متفاوت و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار، نشان می‌دهد. مقادیر فشار گزارش شده در هر مقطع X این نمودار، از طریق متوسط‌گیری سطحی<sup>۱</sup> در راستای محور Y بدست آمده‌اند. با فرض ثابت بودن قطر دانه‌های کاتالیست، کاهش میزان ضریب تخلخل، باعث افت فشار بیشتر در انتهای بستر خواهد گردید که دلیل آن نیز کاهش نفوذپذیری<sup>۲</sup> بستر کاتالیستی می‌باشد. با کاهش ضریب تخلخل، به دلیل افزایش مقاومت محیط متخلخل، نفوذپذیری بستر کاهش می‌یابد که به تبع آن افت فشار افزایش می‌یابد. زیرا گرانول‌های بستر کاتالیستی نظیر موانع عمل می‌کنند. با توجه به ضریب تخلخل بستر، میزان افت فشار متفاوت

1 Area Weighted Average  
2 Permeability





شکل ۹. تغییرات فشار، دانه‌های با قطر ۱ میلی‌متر و ضرایب تخلخل متفاوت و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار

Fig. 9. Pressure changes, granules with a diameter of 1 mm and different porosity coefficients and chamber inlet pressure 15 bar

نازل، کاهش یافته است. بنابراین مشخص می‌شود که با فرض ثابت بودن قطر دانه‌های کاتالیست و نیز فشار ورودی، افزایش ضریب تخلخل، به دلیل دمای کمتر محفظه تجزیه، باعث کاهش سرعت محوری خواهد شد.

جدول ۳ تغییرات دبی جرمی را برای بستر با قطر دانه‌های ۱ میلی‌متر و ضرایب تخلخل مختلف با فشار ورودی ۱۵ بار را نشان می‌دهد. در طول بستر کاتالیستی، با کاهش ضریب تخلخل، به دلیل افت فشار بیشتر، سرعت محلی افزایش بیشتری داشته است. ولیکن دبی جرمی، کمتر افزایش یافته است که این امر طبیعی است، زیرا وقتی افت فشار در طول بستر کاتالیستی افزایش یابد، بالتبع دبی کمتری از آنجا عبور خواهد کرد. با افزایش ضریب تخلخل و در نتیجه کاهش افت فشار، دبی جرمی رشد بیشتری داشته است. بنابراین با کاهش ضریب تخلخل، می‌توان انتظار داشت که مصرف سوخت رانشگر کاهش یابد.

بارگذاری بستر<sup>۱</sup> از پارامترهای مهم برای طراحی محفظه تجزیه می‌باشد. با افزایش بارگذاری بستر طول ناحیه القایی افزایش یافته و در ورودی ناحیه پسا القایی، دمای مخلوط گازی نیز افزایش می‌یابد. همچنین با افزایش این پارامتر، میزان بیشینه دما نیز کمی از ورودی محفظه تجزیه دور می‌شود. رابطه (۱۵) [۱۴] معرف کمیت بارگذاری بستر می‌باشد.

جدول ۲ تغییرات افت فشار برای دانه‌های کاتالیست با قطر ۱ میلی‌متر در انتهای بستر کاتالیستی را در ضرایب تخلخل متفاوت و نیز فشار ورودی ۱۵ بار، نشان می‌دهد. نتایج نشان داد با افزایش ضریب تخلخل، افت فشار به دلیل افزایش نفوذپذیری، به شدت کاهش پیدا می‌کند.

سرعت محوری جریان در بستر کاتالیستی پارامتر مهمی بوده و در انتقال جرم تاثیرگذار می‌باشد. تجزیه هیدرازین سبب افزایش قابل توجهی در سرعت گاز در بستر کاتالیستی نمی‌شود. دلیل این موضوع وجود موانع (دانه‌ها) در بستر متخلخل می‌باشد که مانع از افزایش شدید سرعت می‌شود. ولیکن در طول بستر محفظه تجزیه در ضریب تخلخل کمتر، به دلیل افت فشار بیشتر، سرعت محلی افزایش بیشتری دارد. ضمن اینکه به دلیل تجزیه کامل هیدرازین در طول بستر و افزایش دمای حاصل از آن، سرعت در انتهای نازل افزایش بیشتری دارد. با افزایش ضریب تخلخل و در نتیجه کاهش افت فشار، سرعت محلی، کمتر افزایش یافته است. همچنین به دلیل اینکه هیدرازین کامل تجزیه نشده است، دما کمتر بوده و سرعت در انتهای نازل، کمتر افزایش یافته است. در شکل ۱۰ مقایسه پروفیل‌های متوسط‌گیری شده جرمی سرعت محوری بستر با دانه‌های کاتالیست با قطر ۱ میلی‌متر در ضرایب تخلخل مختلف و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار انجام شده است. مشاهده می‌شود که با افزایش ضریب تخلخل، و افت فشار کمتر و کاهش دمای محفظه تجزیه، سرعت در انتهای بستر کاتالیستی و نیز انتهای

1 Bed loading (G)

جدول ۳. تغییرات دبی جرمی (kg/s) بستر کاتالیستی با سایز گرانول‌ها به قطر یک میلی‌متر و در ضرایب تخلخل مختلف و فشار ورودی ۱۵ بار

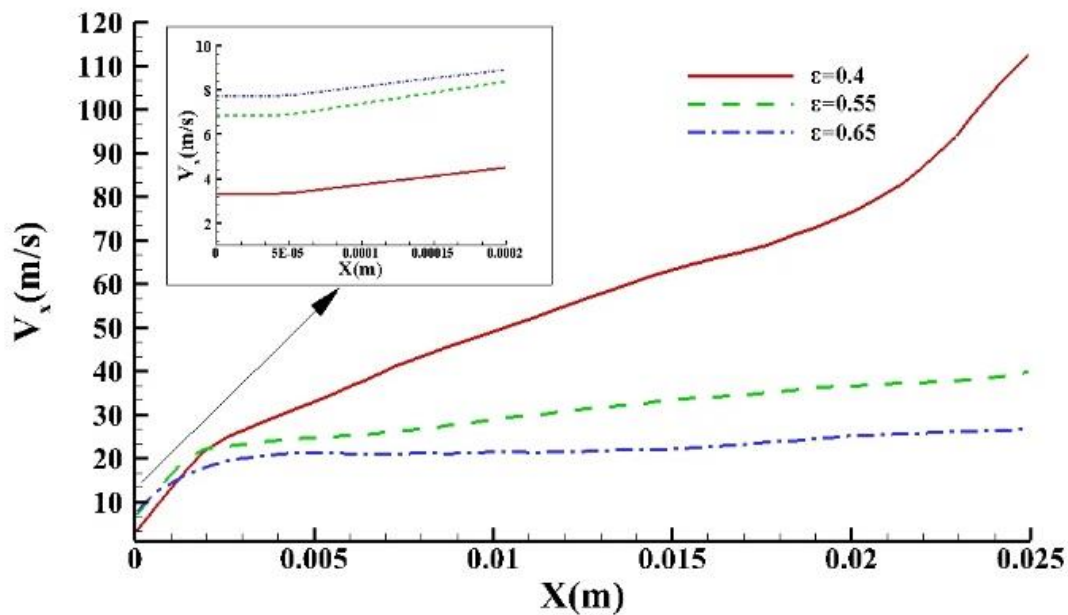
Table 3. Changes in mass flow rate (kg/s) of catalyst bed with granule size of 1 mm and at different porosity coefficients and inlet pressure 15 bar

دبی جرمی	ضریب تخلخل
۰/۰۰۲	۰/۴
۰/۰۰۴۶	۰/۵۵
۰/۰۰۵۲	۰/۶۵

جدول ۲. افت فشار (بر حسب بار) در انتهای بستر کاتالیستی با سایز گرانول‌ها به قطر ۱ میلی‌متر و در ضرایب تخلخل مختلف و فشار ورودی ۱۵ بار

Table 2. Pressure drop (bar) at the end of the catalyst bed with the size of granules 1 mm and at different porosity coefficients and inlet pressure 15 bar

ضریب تخلخل	فشار در انتهای بستر کاتالیستی	افت فشار
۰/۴	۸/۶	۶/۴
۰/۵۵	۱۴/۶	۰/۴
۰/۶۵	۱۴/۸	۰/۲



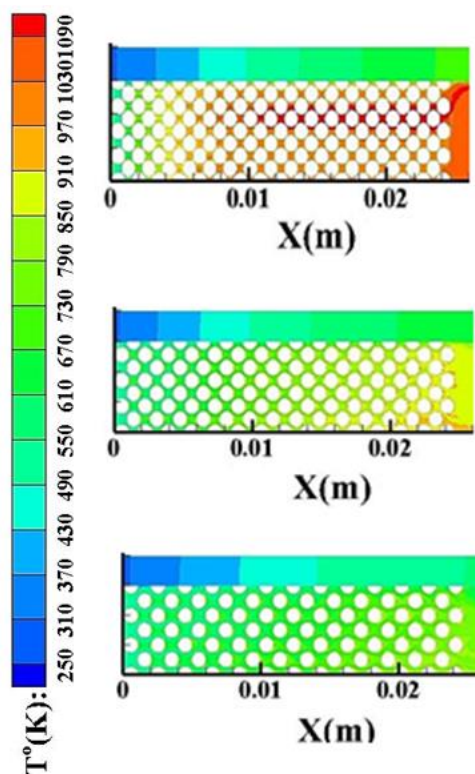
شکل ۱۰. تغییرات سرعت محوری، دانه‌های با قطر ۱ میلی‌متر و ضرایب تخلخل متفاوت و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار

Fig. 10. Axial velocity changes, granules with a diameter of 1 mm and different porosity coefficients and chamber inlet pressure of 15 bar

می‌دهد. با افزایش ضریب تخلخل، دبی جرمی، به دلیل افت فشار کمتر، افزایش یافته و در نتیجه بارگذاری بستر نیز افزایش می‌یابد. در فرآیند تجزیه کاتالیستی هیدرازین در یک رانشگر تک‌مولفه‌ای، در ابتدای محفظه تجزیه، گرمای حاصل از تجزیه هیدرازین بیشتر از تجزیه آمونیاک است و بنابراین واکنش، گرمازا خواهد بود. لذا تا زمانی که تجزیه گرماگیر آمونیاک واکنش را کنترل کند، دما افزایش می‌یابد. و بعد از آن دما در منطقه تحت سلطه تجزیه آمونیاک کاهش خواهد یافت. شکل ۱۱ تغییرات دمای بستر در طول بستر کاتالیستی در ضرایب تخلخل مختلف را نمایش می‌دهد. همانطور که مشاهده می‌شود در ضریب تخلخل ۰/۴، دما

$$G = \frac{\dot{m}}{A} \quad (15)$$

که  $A$  برابر مساحت مقطع عرضی محفظه تجزیه، می‌باشد. با توجه به رابطه فوق مفهوم آن میزان گذر دبی جرمی از سطح مقطع عرضی محفظه تجزیه است پس طبیعی است که منحنی بارگذاری بستر، رفتاری مشابه با دبی جرمی داشته باشد. جدول ۴ تغییرات بارگذاری بستر، با قطر دانه‌های ۱ میلی‌متر و ضرایب تخلخل مختلف و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار را نشان



شکل ۱۱. تغییرات دمای بستر با دانه‌های با قطر ۱ میلی‌متر در ضرایب تخلخل ۰/۴، ۰/۵۵ و ۰/۶۵ (از بالا به پایین) و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار

Fig. 11. Changes in bed temperature, granules with a diameter of 1 mm at porosity coefficients of 0.4, 0.55 and 0.65 (from up to down) and chamber inlet pressure 15 bar

نتیجه آن، آزادسازی سریعتر انرژی و گرادیان دمای بالاتر است. با افزایش ضریب تخلخل، نرخ تجزیه هیدرازین کاهش یافته و افزایش دما با سرعت کمتری انجام می‌شود. لذا با افزایش ضریب تخلخل، دمای بیشینه انتهایی بستر، کاهش می‌یابد.

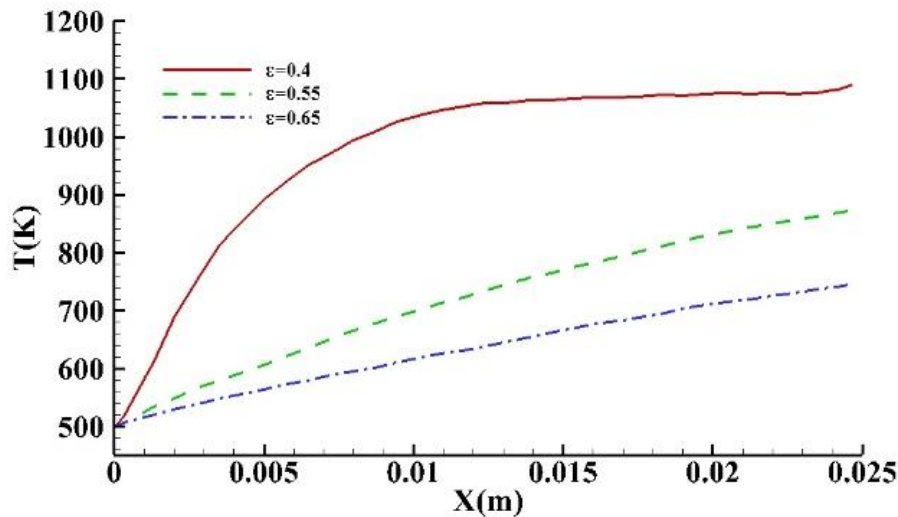
جدول ۴. تغییرات بارگذاری بستر (بر حسب)، با دانه‌بندی سایز ۱ میلی‌متر و ضرایب تخلخل مختلف و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار

Table 4. Changes in bed loading ( $\text{kg/m}^2\text{s}$ ), with granule size of 1 mm and different porosity coefficients and chamber inlet pressure 15 bar

بارگذاری بستر	ضریب تخلخل
۱۹/۲	۰/۴
۴۲/۱	۰/۵۵
۴۸/۲	۰/۶۵

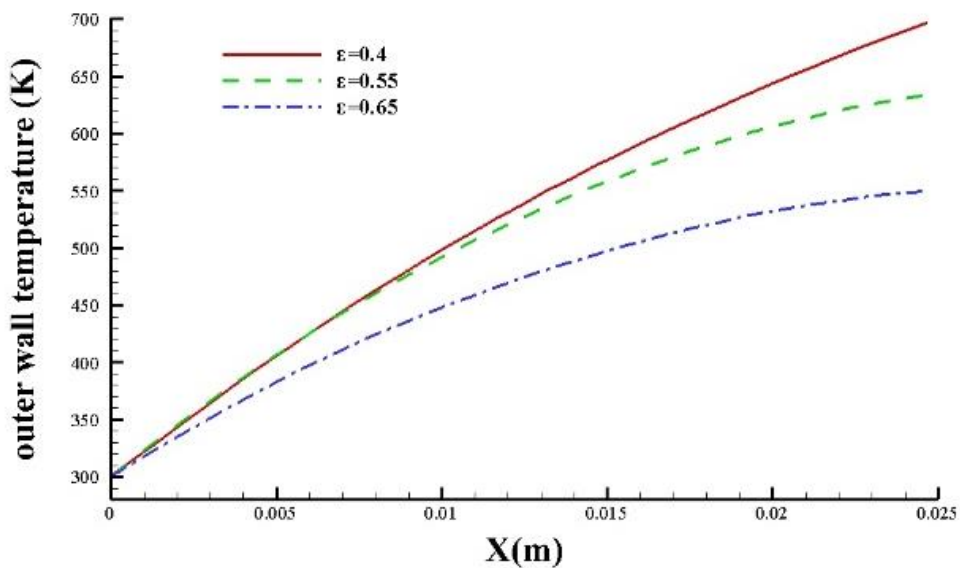
افزایش بیشتری داشته است. دلیل این موضوع افزایش سطح تماس، با کمتر شدن ضریب تخلخل می‌باشد. این موضوع با توجه به ماهیت کاتالیستی واکنش تجزیه هیدرازین، باعث افزایش سرعت تجزیه این ماده می‌گردد. بنابراین با افزایش سطح تماس، میزان سوخت مصرفی افزایش می‌یابد که نتیجه آن، آزادسازی سریعتر انرژی و گرادیان دمای بالاتر است. با افزایش ضریب تخلخل، نرخ تجزیه هیدرازین کاهش یافته و افزایش دما با سرعت کمتری انجام می‌شود.

شکل ۱۲ مقایسه پروفیل‌های متوسط‌گیری شده جرمی دما با قطر دانه‌های ۱ میلی‌متر و ضرایب تخلخل مختلف و نیز فشار ورودی محفظه ۱۵ بار را نشان می‌دهد. همانطور مشاهده می‌شود در ضریب تخلخل ۰/۴ دما افزایش بیشتری داشته است. دلیل این موضوع افزایش سطح تماس، با کمتر شدن ضریب تخلخل می‌باشد. این موضوع با توجه به ماهیت کاتالیستی واکنش تجزیه هیدرازین، باعث افزایش سرعت تجزیه این ماده می‌گردد. بنابراین با افزایش سطح تماس، میزان سوخت مصرفی افزایش می‌یابد که



شکل ۱۲. تغییرات دمای بستر با دانه‌های با قطر ۱ میلی‌متر و ضرایب تخلخل متفاوت و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار

Fig. 12. Bed temperature changes, granules with a diameter of 1 mm and different porosity coefficients and chamber inlet pressure 15 bar



شکل ۱۳. تغییرات دمای دیواره بیرونی بستر با دانه‌های با قطر ۱ میلی‌متر و ضرایب تخلخل متفاوت و فشار ورودی محفظه ۱۵ بار

Fig. 13. Changes in the temperature of the outer wall of the bed, granules with a diameter of 1 mm and different porosity coefficients and inlet pressure of the chamber 15 bar

شکل ۱۳ تغییرات دمای دیواره بیرونی، برای بستر با دانه‌های با قطر ۱ میلی‌متر و در ضرایب تخلخل مختلف و نیز فشار ورودی محفظه ۱۵ بار نشان داده شده است. همانطور که در بخش مربوط به بررسی دمای محفظه تجزیه اشاره شد، در ضریب تخلخل کمتر به دلیل تجزیه کامل هیدرازین، دما بالاتر رفته و در نتیجه دمای دیواره بیرونی نیز افزایش یافته است.

از آنجایی که در رانشگرهای تک‌مولفه‌ای هیدرازینی به طور معمول هیچگونه خنک‌کاری انجام نمی‌شود، لذا می‌بایست رانشگر به صورتی طراحی شود که میزان گرمای انتقال‌یافته به قسمت‌هایی که هیدرازین در آن بصورت راکد می‌باشد، جلوگیری شود [۱۶]. بنابراین جهت طراحی سازه رانشگر، تعیین ضخامت و جنس دیواره بسیار مهم می‌باشد. به این منظور نیاز به تعیین دمای بیرونی دیواره در طول رانشگر می‌باشد. در

#### ۴- نتیجه گیری

• کاهش ضریب تخلخل بستر از ۰/۶۵ تا ۰/۴، سبب حدود ۴۰٪ افت فشار بستر نسبت به فشار ورودی اولیه و همچنین حدود ۴۰٪ کاهش در دبی جرمی عبوری از بستر می گردد.

در این مقاله، تجزیه سوخت هیدرازین روی بستر کاتالیستی متشکل از گرانول های آلومینا که با فلز فعال ایریدیوم پوشش داده شده اند در یک رانشگر تک مولفه ای، از طریق شبیه سازی در مقیاس حفره ها، تحلیل گردید. سپس مطالعه مهمترین پارامتر مربوط به بستر کاتالیستی یعنی ضریب تخلخل بستر بر روی پارامترهای عملکردی بستر نظیر دبی جرمی، کسر جرمی هیدرازین، بارگذاری بستر، دمای بستر و دمای دیواره بیرونی بستر، سرعت محوری جریان بستر، تغییرات فشار و افت فشار بستر، انجام گردید. طول بستر کاتالیستی مورد مطالعه ۲/۴۸ سانتی متر بوده و شبیه سازی ها برای دانه های کاتالیست با قطر ۱ میلی متر در سه ضریب تخلخل ۰/۴، ۰/۵۵، ۰/۶۵ انجام گرفته است و فشار ورودی محفظه نیز ۱۵ بار لحاظ شده است. نتایج نشان داد که:

#### ۵- فهرست علائم

[K]	$T_g$	دمای گاز
[m]	$Z$	موقعیت در طول محفظه تجزیه
[J/kg]	$\Delta H_r^{N_2H_4}$	آنتالپی واکنش تجزیه هیدرازین
[J/kg]	$L^{N_2H_4}$	گرمای نهان تبخیر هیدرازین
[kg/m <sup>۳</sup> s]	$G$	بارگذاری بستر
[J/(kg.K)]	$C_p$	ظرفیت حرارتی
[m <sup>۲</sup> / m <sup>۳</sup> ]	$A_p$	سطح مؤثر گرانول های کاتالیست
[Pa]	$P_{vr}^{N_2H_4}$	فشار بخار هیدرازین
[kmol/kg]	$M^{N_2H_4}$	جرم مولکولی هیدرازین
[kJ/(kmol K)]	$R_u$	ثابت جهانی گاز
[m <sup>۳</sup> / s]	$D^{N_2H_4}$	پخش جرمی هیدرازین
-	$A$	ضریب نرخ واکنش هیدرازین در رابطه آرنیوس
[K]	$T_A$	دمای فعال سازی واکنش
[m]	$Z_{Ind}$	طول ناحیه القایی
[K]	$T_c$	دمای ورودی سوخت به محفظه تجزیه
[K]	$T_{Ind}$	دمای القایی
-	$Y_g^{N_2H_4}$	کسر جرمی هیدرازین
-	$Y_g^{NH_3}$	کسر جرمی آمونیاک
-	$Y_g^{N_2}$	کسر جرمی نیتروژن
-	$Y_g^{H_2}$	کسر جرمی هیدروژن
[J/(kg.K)]	$CP_{Mix}(T)$	ظرفیت گرمایی ویژه مخلوط گاز در فشار ثابت
[J/(kg.K)]	$CV_{Mix}(T)$	ظرفیت گرمایی ویژه مخلوط گاز در حجم ثابت
[kmol/kg]	$MW_{Mix}$	جرم مولکولی مخلوط گاز
[kg/m <sup>۳</sup> ]	$\rho_{Mix}$	دانسیته مخلوط گاز
-	$\gamma_{Mix}(T)$	نسبت ظرفیت گرمایی ویژه مخلوط گاز
[kg/m.s]	$\mu_{Mix}(T)$	لزجت مخلوط گاز
-	$\epsilon$	ضریب تخلخل بستر

• با کاهش ضریب تخلخل، سطح تماس مؤثر برای انجام واکنش های شیمیایی افزایش می یابد که این موضوع، منجر به افزایش تجزیه هیدرازین شده، و سبب بهبود عملکرد بستر کاتالیستی خواهد شد. همچنین به دلیل افزایش مقاومت محیط متخلخل و نیز کاهش نفوذپذیری، منجر به افزایش تغییرات فشار در محفظه تجزیه خواهد شد.

• کاهش ضریب تخلخل بستر کاتالیستی، به دلیل ایجاد دمای بیشتر در محفظه تجزیه، منجر به افزایش بیشتر سرعت جریان در انتهای بستر کاتالیستی می شود. لذا به منظور ایجاد بیشترین سرعت در انتهای محفظه تجزیه، می بایست ضریب تخلخل را کاهش داد. کاهش ضریب تخلخل، به دلیل ایجاد افت فشار بیشتر در طول بستر کاتالیستی، باعث کاهش دبی جرمی نیز می شود که به تبع آن سبب افزایش زمان ماند و در نهایت افزایش تجزیه هیدرازین و افزایش دما خواهد شد.

• در ضریب تخلخل کمتر به دلیل کاهش دبی جرمی، بارگذاری بستر نیز کاهش خواهد یافت. بیشترین میزان دما در انتهای بستر در ضرایب تخلخل کوچکتر ایجاد می گردد که دلیل آن نیز افزایش سطح تماس و در پی آن افزایش سرعت تجزیه هیدرازین می باشد. این عوامل باعث آزادسازی سریع تر انرژی و گرادیان دمای بالاتر می گردند.

• سرعت محوری در انتهای بستر کاتالیستی متأثر از دما در انتهای بستر می باشد. شایان ذکر است در ضریب تخلخل کمتر، به دلیل تجزیه بیشتر هیدرازین، دما در انتهای بستر کاتالیستی نیز افزایش بیشتری می یابد. همچنین به دلیل گرادیان دمای بالاتر، دمای دیواره بیرونی افزایش بیشتری می یابد.

- [9] S. Pakdehi, F. Shirvani, R. Zolfaghari, A thermodynamic study on catalytic decomposition of hydrazine in a space thruster. *Archives of Thermodynamics*, 40(4) (2019) 151-166.
- [10] L. Zhou, Z.G. Qu, L. Chen, W.Q. Tao, Lattice Boltzmann simulation of gas–solid adsorption processes at pore scale level. *Journal of Computational Physics*, 300(4) (2015) 800-813.
- [11] M.R. Salimi, M. Taeibi Rahni, F. Jam, Pore-scale simulation of fluid flow passing over a porously covered square cylinder located at the middle of a channel, using a hybrid MRT-LBM–FVM approach. *Theoretical and Computational Fluid Dynamics*, 29(3) (2015) 171-191.
- [12] Q. Zhu, Y. Xuan, Pore scale numerical simulation of heat transfer and flow in porous volumetric solar receivers. *Applied Thermal Engineering*, 120(1) (2017) 150-159.
- [13] V. Shankar, A.K. Ram, K.A. Bhaskaran, Prediction of the Concentration of Hydrazine Decomposition Products Along a Granular Catalytic Bed. *Acta Astronautica*, 11(6) (1984) 287–299.
- [14] CH. Hwang, SN. Lee, SW. Baek, CY. Han, SK. Kim, MJ. Yu, Effects of catalyst bed failure on thermo chemical phenomena for a hydrazine monopropellant thruster using Ir/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts. *Ind Eng Chem Res.*, 51(15) (2012) 5382–5393.
- [15] CH. Hwang, SW. Baek, SJ. Cho, Experimental investigation of decomposition and evaporation characteristics of HAN-based monopropellants. *Combust Flame*, 161(4) (2014) 1109–1116.
- [16] Z.G. Gao, G.X. Li, T. Zhang, X.H. Liu, Z.H. Wang, X. Liu, Numerical simulation for the decomposition of DT-3 in a monopropellant thruster, *Aerospace Science and Technology*. 74(1) (2018) 132-144
- [1] A.S. Kersten, Analytical and experimental studies of the transient behaviour of catalytic reactor for hydrazine decomposition, UARL Contract NAS 7-458 , 1969.
- [2] A. Crespo, Steady state Analysis of Hydrazine Catalytic Thrusters for Different Types of Catalysts, Instituto Nacional de Tecnica Aeroespacial Madrid (Spain), 1976.
- [3] G. Schulz-Ekloff, HG. Deppner, Modelling and simulation of monopropellant hydrazine thrusters for spacecraft position control. *Chemical engineering & technology*, 12(1) (1989) 426-32.
- [4] A. Pasini, L. Torre, L. Romeo, A. Cervone, L. d'Agostino, Reduced-Order Model for H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> Catalytic Reactor Performance Analysis. *Journal of Propulsion and Power*, 26(3) (2010) 446-453.
- [5] B. Hou, X. Wang, T. Li, and T. Zhang, Steady-State Behavior of Liquid Fuel Hydrazine Decomposition in Packed Bed, *AIChE Journal*, 61(3) (2014) 1064-1080.
- [6] T. Zhang, G. Li, Y. Yu, J. Chen, 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*, 188(6) (2016) 910-923.
- [7] S. Jung, S. Choi, S. Kwon, Design Optimization of Green Monopropellant Thruster Catalyst Beds Using Catalytic Decomposition Modeling, 53rd AIAA/SAE/ASEE Joint Propulsion Conference, 2017, Atlanta, GA.
- [8] M.R. Salimi, H. Karimaei, Making Catalyst and Preparing Catalyst Bed for Hydrazine Decomposition in LowThrust Monopropellant Thrusters. *Journal of Technology in Aerospace Engineering*, 2(4) (2018) 17-25. (in persian)

چگونه به این مقاله ارجاع دهیم

M. R. Salimi, H. Karimaei, M. Gholampour Yazdi, Numerical Study of Catalyst Bed Performance of a Monopropellant Thruster Under Influence of Porosity Coefficient, *Amirkabir J. Mech Eng.*, 54(7) (2022) 1607-1622.

DOI: 10.22060/mej.2022.20741.7305

