



Effective Parameters in the Design of a Loop Reactor for Bulk Propylene Polymerization with Z-N Catalyst

H. Abedini^{*1}, M. Shahrokhi², and M. Emami¹

(1) Iran Polymer and Petrochemical Institute, P.O. Box: 14965-115, Tehran, Iran.

(2) Chemical and Petroleum Engineering Department, Sharif University of Technology,
P.O. Box: 11365-9465, Tehran, Iran.

Received 14 July 2009, accepted 8 September 2009

ABSTRACT

The steps taken in designing a loop reactor for bulk propylene polymerization are discussed. The roles played by several parameters like particle growth factor, catalyst activity and solid fraction on reactor volume at different operating conditions are investigated. At first, based on a fixed production capacity and specific rate of catalyst, reactor volume is determined. Next, the length and diameter of loop reactor are determined according to the critical velocity and heat transfer limitations. An optimum reactor diameter is selected such that the sum of investment and operating costs are reduced and reactor dimensions for construction are practically feasible. By widening the difference between coolant and reactor temperatures, the estimated reactor diameter increases and the length of reactor is decreased. On the other hand, when the slurry flow rate increases, there will be a need for higher pump power and increase in the operating cost.

Key Words:

loop reactor,
polymerization,
propylene,
design,
effective parameters.

(*)To whom correspondence should be addressed.

E-mail: h.abedini@ippi.ac.ir



بررسی پارامترهای مؤثر بر طراحی راکتور حلقوی در پلیمر شدن توده پروپیلن با کاتالیزور زیگلر - ناتا

حسین عابدینی*^۱، محمد شاهرخی^۲، مهرسا امامی^۱

۱ - تهران، پژوهشگاه پلیمر و پتروشیمی ایران، صندوق پستی ۱۱۵-۱۴۹۶۵

۲ - تهران، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، صندوق پستی ۹۴۶۵-۱۱۳۶۵

دریافت: ۸۸/۴/۲۳، پذیرش: ۸۸/۶/۱۷

چکیده

در این مقاله، مراحل طراحی فرایندی راکتور حلقوی مطالعه شده است. اثر پارامترهایی نظیر عامل رشد ورودی، عامل رشد خروجی، فعالیت کاتالیزور و جزء حجمی جامد در دوغاب بر حجم راکتور در شرایط عملیاتی مختلف برای مقدار تولید ثابت بررسی و بحث شده است. ابتدا حجم راکتور برحسب مقدار تولید پلیمر و سرعت ویژه تولید پلی پروپیلن بر اساس نوع کاتالیزور معین می شود. سپس، طول و قطر مناسب راکتور حلقوی با توجه به محدودیت های انتقال گرما و سرعت بحرانی به دست می آید. قطر راکتور باید طوری انتخاب شود که مجموع هزینه های اولیه و عملیاتی، تا حد امکان کاهش یابد و از طرفی ابعاد به دست آمده از لحاظ هندسی و فضای مورد نیاز برای نصب معقول باشد. هر چه اختلاف بین دمای راکتور و دمای سیال چگالنده بیشتر باشد، قطر به دست آمده بیشتر است و طول راکتور کاهش می یابد. از سوی دیگر، سرعت حجمی سیال در حال گردش افزایش و در نتیجه توان پمپ و هزینه عملیاتی افزایش می یابد.

واژه های کلیدی

راکتور حلقوی،

پلیمر شدن،

پروپیلن،

طراحی،

پارامترهای مؤثر

* مسئول مکاتبات، پیام نگار:

h.abedini@ippi.ac.ir

مقدمه

در سال ۱۹۶۹ میلادی، اولین راکتور حلقوی توسط شرکت فیلیپس به صنعت عرضه شد [۱]. هدف اصلی از طراحی این راکتورها غلبه بر مشکلات معمول راکتورهای هم‌زن دار، نظیر چسبندگی پلیمر به دیواره‌های راکتور و هم‌زن و نیز ضعف در انتقال گرما بوده است [۲]. امروزه از راکتورهای حلقوی به طور گسترده برای پلیمر شدن پروپیلن در فرایندهای دوغابی، توده [۳، ۴] و نیز فازگازی [۵] به شکل صنعتی و تجاری استفاده می‌شود. هم‌اکنون، بیش از ۵۰ درصد پلی پروپیلن سنتزی به وسیله کاتالیزورهای زیگلر - ناتا در راکتورهای حلقوی تولید می‌شود [۶]. راکتور حلقوی دوغابی به طور اساسی یک سامانه لوله‌ای دارای هم‌زن برای به حرکت درآوردن دوغاب است. این راکتور به طور عمومی دارای سطح مقطعی یکنواخت است، اما در برخی طراحی‌ها تغییرات جزئی در سطح مقطع اعمال شده است [۷]. راکتورهای حلقوی معمولاً به شکل O یا هر آرایش از سامانه‌های لوله‌ای به شکل یک حلقه دوتایی است. شکل ۱ نمایی از یک راکتور حلقوی را نشان می‌دهد. اختلاط در راکتورهای حلقوی به کمک چرخش سریع ذرات ایجاد می‌شود. برای تعلیق مداوم ذرات، باید الگوی جریان داخل راکتور در ناحیه مغشوش باشد. چنین سرعت زیاد چرخش به همراه نسبت زیاد

طول راکتور به قطر، انتقال گرما را آسان کرده و سرعت تولید را نسبت به سایر راکتورها افزایش می‌دهد [۸، ۹].

استفاده از کاتالیزورهای کروی شکل، با توزیع باریک اندازه ذرات به همراه سرعت زیاد چرخش مواد داخل راکتور، موجب جلوگیری از ایجاد انسداد در راکتور می‌شود [۱۰]. پیش‌رفت‌های حاصل در افزایش بازدهی کاتالیزورهای زیگلر - ناتا و نیز بهبود شکل‌شناسی ذرات، اهمیت مرحله پیش‌پلیمر شدن را بیش از پیش کرده است. پیش‌پلیمر شدن عبارت از یک مرحله پلیمر شدن در شرایط ملایم (دما یا غلظت کمتر مونومر) پیش از پلیمر شدن اصلی است [۱۱].

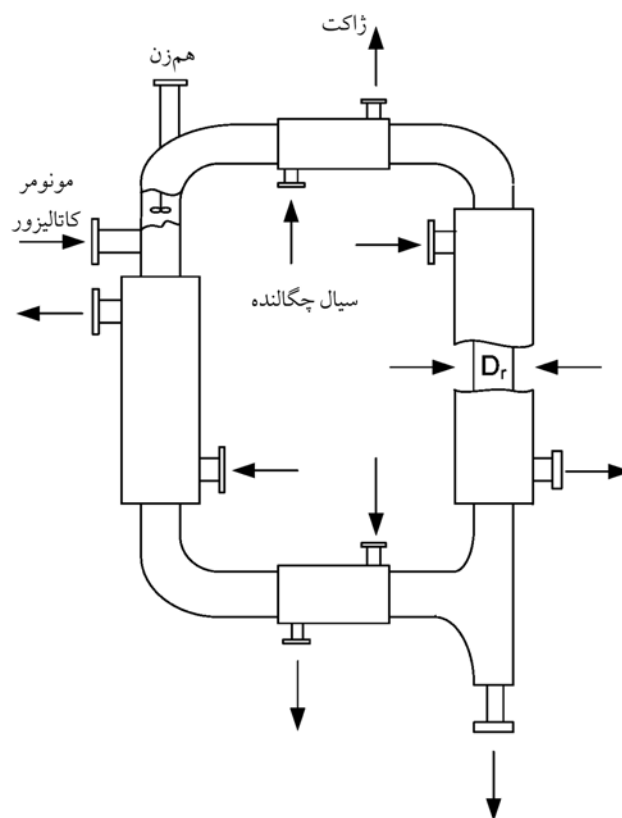
فعالیت کاتالیزور در مراحل اولیه پلیمر شدن، حداکثر مقدار و از سطح خارجی کاتالیزور در کمترین مقدار است. چنین شرایطی می‌تواند منجر به افزایش بیش از حد دمای ذرات و حتی غیرفعال شدن کاتالیزور شود. شرایط کنترل شده در راکتور پیش‌پلیمر شدن سبب می‌شود، سطح ذرات پیش از ورود به راکتور اصلی افزایش یابد. هم‌چنین، شرایط مزبور موجب رشد ذرات کاتالیزور در شرایط کنترل شده و بدون شکست یا بدون ایجاد پودر و حفظ شکل کروی آنها می‌شود [۱۲، ۱۳]. اندازه درشت ذرات ورودی به راکتور اصلی، بستگی به شکل‌شناسی کاتالیزور (نحوه شکست کاتالیزور)، فعالیت آن و زمان اقامت درشت ذرات در راکتور پیش‌پلیمر شدن دارد [۱۲، ۱۳]. اندازه ذرات در هر بخش از راکتور حلقوی بین اندازه ذرات ورودی و خروجی از راکتور است. غلظت ذرات هنگام ورود به راکتور در مقایسه با غلظت جامد کلی راکتور بسیار کم است. روش کار ارائه شده برای طراحی راکتور حلقوی در این مقاله، شامل هر دو حالتی است که کاتالیزور از یک راکتور پیش‌پلیمر شدن یا از مخزن ذخیره به عنوان خوراک به داخل راکتور وارد می‌شود. عامل رشد ذرات C که در این بخش به عنوان یک متغیر فرایندی در نظر گرفته شده است، به شکل نسبت بین شعاع درشت ذرات در هر زمان و شعاع ذرات پایه کاتالیزور اولیه تعریف می‌شود.

در این مقاله، ابتدا یک روش کار جامع برای طراحی راکتور حلقوی ارائه شده و سپس اثر پارامترهایی نظیر عامل رشد ورودی، عامل رشد خروجی، فعالیت کاتالیزور و جزء حجمی جامد در دوغاب بر حجم راکتور در شرایط عملیاتی مختلف برای مقدار تولید ثابت بررسی و بحث شده است. در انتها اثر پارامترهای مؤثر بر طول و قطر راکتور بررسی شده است.

اساس نظری

رابطه بین سرعت تولید و بازده با مشخصات کاتالیزور

پارامترها و متغیرهای مختلفی بر کارایی راکتور اثر گذارند که آثار برخی



شکل ۱ - نمایی از یک راکتور حلقوی.

دارد. اگر مقدار متوسط $\langle \bar{C} \rangle$ در خروجی راکتور به عنوان عامل رشد در یک ذره با حجم \bar{V} تعریف شود، می توان نوشت [۸]:

$$\bar{X} = \frac{\rho_c \left(\frac{4}{3}\right) \pi R_{Mc}^3}{\left(\frac{4}{3}\right) \pi R M} = \frac{\rho_c}{\langle C \rangle^3} \quad (6)$$

سپس تولید پلیمر، P_p و سرعت ویژه واکنش، R_p به شکل معادلات (۷) و (۸) بیان می شود:

$$P_p = p f_s \bar{X} V_r = \frac{p f_s \rho_c V_r}{\langle C \rangle^3} \quad (7)$$

$$R_p = p f_s \bar{X} = \frac{p f_s \rho_c}{\langle C \rangle^3} \quad (8)$$

بازده کاتالیزور، Y (وزن پلیمر در واحد وزن کاتالیزور) برای یک درشت ذره به شکل زیر تعریف می شود [۸]:

$$Y = \frac{\langle C \rangle^3 \rho_M}{\rho_c} - 1 \quad (9)$$

که ρ_M و ρ_c به ترتیب چگالی درشت ذره و ذره کاتالیزور پایه است. اگر معادله (۹) برای خروجی راکتور استفاده شود، بازده کاتالیزور محصول از معادله (۱۰) محاسبه می شود:

$$Y_o = \frac{\langle C \rangle_o^3 \rho_M}{\rho_c} - 1 \quad (10)$$

اگر فرض شود که هیچ عامل رشدی در راکتور از مقدار آن در خروجی نیست، مقدار متوسط برای بازده راکتور به شکل زیر به دست می آید:

$$\bar{Y} = \frac{\int_{\langle C \rangle_e}^{\langle C \rangle_o} Y d\langle C \rangle}{\int_{\langle C \rangle_e}^{\langle C \rangle_o} d\langle C \rangle} \quad (11)$$

از حل معادله (۱۱) داریم:

$$\bar{Y} = \frac{\rho_M}{4\rho_c} [(\langle C \rangle_o + \langle C \rangle_e) \langle C \rangle_o^2 + \langle C \rangle_e^2] - 1 \quad (12)$$

چنان چه توزیع اندازه ذرات در راکتور، با یک ذره منفرد با حجم \bar{V} و عامل رشد $\langle \bar{C} \rangle$ جایگزین شود، با توجه به معادلات (۱۲) و (۱۰) معادله

از آنها نظیر فعالیت کاتالیزور، جزء حجمی جامد و اندازه درشت ذرات روی مقدار تولید بیش از سایر عوامل است. بنابراین در این بخش، روابط این متغیرها با بازده کاتالیزور، مقدار تولید و اندازه نهایی و زمان اقامت ذرات متوسط که با حجم راکتور ارتباط دارند، بررسی و ارزیابی شده است.

رابطه تولید پلیمر P_p (kg_p/h) با سرعت ویژه تولید پلیمر R_p (kg_p/m³h) به شکل زیر تعریف می شود:

$$P_p = R_p V_r \quad (1)$$

که در آن V_r حجم راکتور است. سرعت ویژه واکنش R_p به شکل زیر بیان می شود [۸]:

$$R_p = p \bar{K} \quad (2)$$

که در این معادله، p میزان فعالیت کاتالیزور (مقدار پلیمر تولیدی به ازای واحد وزن کاتالیزور در واحد زمان) و \bar{K} مقدار متوسط وزن کاتالیزور (خروجی راکتور) به ازای حجم راکتور است. به منظور برقراری ارتباط بین جزء حجمی جامد f_s و \bar{K} ، غلظت متوسط کاتالیزور در درشت ذرات، \bar{X} ، به شکل تابعی از حجم متوسط درشت ذرات، \bar{V} و حجم ذرات اولیه کاتالیزور، V_c در نظر گرفته می شود. معادلات این کمیت ها به شکل زیر است [۸]:

$$\bar{X} = \rho_c V_c / \bar{V} \quad (3)$$

$$\bar{V} = \frac{\int_V V dv_r}{V_r} \quad (4)$$

$$\bar{K} = f_s \bar{X} \quad (5)$$

اندازه درشت ذرات می تواند با استفاده از عامل رشد $\langle C \rangle$ محاسبه شود. عامل رشد ذرات $\langle C \rangle$ که در این بخش به عنوان یک متغیر فرایندی در نظر گرفته شده است، به شکل نسبت بین شعاع درشت ذرات در هر زمان و شعاع ذرات پایه - کاتالیزور اولیه تعریف می شود. مقادیر $\langle C \rangle$ در ورودی راکتور که در این بخش استفاده می شود، در محدوده بین $\langle C \rangle_e = 1$ (بدون پیش پلیمر شدن) و $\langle C \rangle_o > 1$ (با پیش پلیمر شدن) قرار

را مشخص کرد. در مراجع مورد استفاده معمولاً جزء حجمی جامد، ۳۰ درصد برای محاسبه سرعت بحرانی در نظر گرفته می شود [۱۷-۱۵]. سرعت بحرانی از معادله (۱۸) به دست می آید:

$$v_c = 1.85 \sqrt{g d_s (s-1)} f_s^{0.1536} (1-f_s)^{0.3564} \left(\frac{d_s}{D_r}\right)^{-0.378} N_{Re}^* 0.09 x^{0.3} \quad (18)$$

مقدار N_{Re}^* بیان کننده عدد رینولدز بهبود یافته است که به شکل زیر تعریف می شود:

$$N_{Re}^* = \frac{D_r \rho_l \sqrt{g d_s (s-1)}}{\mu_{sl}} \quad (19)$$

d_s قطر و ρ_s چگالی ذرات پلیمری در دوغاب است. D_r قطر راکتور، ρ_l چگالی مایع و μ_{sl} گرانیوی دوغاب است. پارامتر s نسبت چگالی جامد به مایع ($s = \rho_s / \rho_l$) است. x پارامتری مربوط به اغتشاش جریان بوده و معمولاً نزدیک به ۱ است (۱ تا ۰/۹).

محاسبه مقدار انتقال گرما

به منظور جلوگیری از افزایش بیش از حد دمای محیط واکنش، باید گرمای پلیمر شدن با سرعت نسبتاً کافی از محیط خارج شود. حالت پایا که در آن دمای راکتور ثابت نگه داشته می شود، از برابری سرعت تولید گرمای حاصل از واکنش با سرعت انتقال گرما به وسیله سیال چگالنده است. نسبت طول به قطر راکتور بستگی به سرعت تولید گرما و سرعت خروج گرما به ازای واحد سطح ژاکت در واحد زمان دارد. کل گرمای واکنش باید با مقدار گرمای منتقل شده برابر باشد:

$$(R_p \pi D_r^2 L_r / 4) \Delta H = U_i \Delta T \pi D_r L_r \quad (20)$$

ضریب انتقال گرمای کلی درونی به کمک معادله (۲۱) محاسبه می شود [۸، ۱۵]:

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{(r_o - r_i) A_{si}}{k_{steel} A_{slm}} + \frac{A_{si}}{A_{so} h_o}} \quad (21)$$

$$A_{slm} = \frac{A_{so} - A_{si}}{\ln\left(\frac{A_{so}}{A_{si}}\right)}$$

زیر به دست می آید [۸]:

$$\bar{Y} = \frac{\langle \bar{C} \rangle^3 \rho_M}{\rho_c} - 1 \quad (13)$$

پس از مساوی قرار دادن معادلات (۱۱) و (۱۲)، معادله ای برای عامل رشد متوسط و مقادیر آن در ورودی و خروجی راکتور به دست می آید (با فرض مقادیر ثابت برای ρ_m و ρ_c):

$$\langle \bar{C} \rangle^3 = \frac{1}{4} [(\langle C \rangle_o + \langle C \rangle_e) [\langle C \rangle_o^2 + \langle C \rangle_e^2]] \quad (14)$$

اگر این عبارت در معادله (۸) جایگزین شود، معادله ای به دست می آید که در آن V_r یا R_p به عنوان تابعی از اندازه ذره در ورودی و خروجی راکتور خواهد بود:

$$V_r = \frac{P_p [\langle C \rangle_o + \langle C \rangle_e] [\langle C \rangle_o^2 + \langle C \rangle_e^2]}{4 p f_s \rho_c} \quad (15)$$

$$R_p = \frac{4 p f_s \rho_c}{[(\langle C \rangle_o + \langle C \rangle_e) [\langle C \rangle_o^2 + \langle C \rangle_e^2]]} \quad (16)$$

مطابق با معادله (۱۷)، زمان اقامت متوسط ذرات در راکتور به فعالیت بازده کاتالیزور بستگی دارد [۸]:

$$t_R = \frac{Y_o - Y_e}{p} \quad (17)$$

باید توجه داشت که برای فرایندهای حاوی پیش پلیمر شدن، $Y_e > 0$ است، در حالی که اگر در فرایند مربوط، پیش پلیمر شدن رخ ندهد، مقدار $Y_e = 0$ است. اختلاف بین Y_e و Y_o ، مقدار پلیمر تشکیل شده در واحد وزن کاتالیزور است. اگر اندازه ذرات خروجی از راکتور بزرگ و اندازه ذرات ورودی به آن کوچک باشد، زمان اقامت ذرات در داخل راکتور طولانی می شود [۱۴].

سرعت بحرانی

در انتقال دوغاب باید مطمئن شد، دوغاب ته نشین نشده و مانعی برای حرکت دوغاب در درون لوله ها وجود نداشته باشد. این اطمینان با محاسبه سرعت بحرانی درون لوله ها و شرایط عملیاتی بیش از آن به دست می آید. تقریباً سرعت حرکت دوغاب باید ۷/۵ تا ۲ برابر سرعت بحرانی باشد. برای محاسبه سرعت بحرانی ابتدا باید جزء حجمی جامد

جزء وزنی جامد در دوغاب است.

$$k_{sl} = k_l \frac{2k_1 + k_s - 2f_s * (k_1 - k_s)}{2k_1 + k_s - f_s * (k_1 - k_s)} \quad (30)$$

$$\mu_{sl} = \mu_l \exp\left(\frac{2.5f_s}{1 - 0.609f_s}\right) \quad (31)$$

طراحی یک راکتور حلقوی شامل مراحل زیر است:

۱ - ابتدا با داشتن مقدار تولید پلیمر، P_p (kgp/h) یا ظرفیت تولید و سرعت ویژه تولید پلی پروپیلن، R_p (kgp/m³h)، حجم از معادله (۱) محاسبه می شود. در حالت نداشتن سرعت ویژه تولید پلی پروپیلن، R_p و داشتن داده های عامل رشد ورودی، عامل رشد خروجی، فعالیت کاتالیزور، چگالی کاتالیزور و جزء حجمی جامد در دوغاب از معادله (۱۵) برای محاسبه حجم راکتور استفاده می شود.

۲ - برای محاسبات ضرایب انتقال گرمای راکتور حلقوی و سرعت بحرانی (V_c) نیاز به مشخصات خواص فیزیکی دوغاب است. از معادلات (۲۸) تا (۳۱) مشخصات دوغاب از روی خواص مایع و جامد دوغاب به دست می آید.

۳ - قطری برای راکتور فرض می شود و سپس از معادلات (۱۸) و (۱۹)، V_c محاسبه می شود.

۴ - سرعت سیال در داخل راکتور حلقوی ۷۵ تا ۲ برابر V_c در نظر گرفته می شود.

۵ - با داشتن خواص سیال دوغاب، اعداد بدون بعد N_{Pr} و N_{Re} برای طرف راکتور محاسبه می شود.

۶ - بر اساس تنش و جنس لوله مقدار ضخامت راکتور از معادلات مکانیکی مربوط نظیر معادله (۳۲) محاسبه می شود:

$$t = \frac{P(D_r / 2)}{SE - 0.6P} + c \quad (32)$$

در این معادله P فشار راکتور، E بازده جوش، c ضخامت مربوط به خوردگی مجاز و S تنش فلز است.

۷ - با داشتن مقدار گرمای تولیدی و ΔT سیال چگالنده، سرعت حجمی آب آن به دست آمده و با در نظر گرفتن سرعت مناسب برای آب در ژاکت (۷۵ تا ۲m/s)، ضخامت ژاکت به دست می آید.

۸ - N_{Pr} و N_{Re} برای طرف ژاکت محاسبه می شود.

۹ - ضرایب انتقال گرمای h_o ، h_i و U از معادلات (۲۱) تا (۲۷) محاسبه می شود.

ضریب انتقال گرمایی جزئی ژاکت از معادله (۲۲) به دست می آید:

$$\frac{h_o D_e}{k_w} = 0.027(N_{Re})^{0.8} (N_{Pr})^{0.33} \quad (22)$$

$$\left(\frac{\mu_{bulk}}{\mu_{wall}}\right)^{0.14} \left[1 + 3.5 \frac{D_e}{D_r}\right]$$

$$D_e = \frac{(D_{jo})^2 - (D_{ji})^2}{D_{ji}}$$

N_{Pr} و N_{Re} به ترتیب عدد رینولدز و پرانتل برای طرف ژاکت بوده و به شکل زیر تعریف می شود:

$$N_{Re} = \frac{D_e v_e \rho_w}{\mu_w} \quad (23)$$

$$N_{Pr} = \frac{C_{Pw} \mu_w}{k_w} \quad (24)$$

برای محاسبه ضریب انتقال گرمای جزئی طرف راکتور از مشخصات فیزیکی جریان دوغاب و قطر داخلی لوله راکتور استفاده می شود [۱۵]:

$$\frac{h_i D_r}{k_{sl}} = 0.027 * (N_{Re})^{0.8} (N_{Pr})^{0.33} \left(\frac{\mu_{bulk}}{\mu_{wall}}\right)^{0.14} \quad (25)$$

N_{Pr} و N_{Re} به ترتیب عدد رینولدز و پرانتل برای طرف راکتور بوده و به شکل زیر تعریف می شود:

$$N_{Re} = \frac{D_r v_i \rho_{sl}}{\mu_{sl}} \quad (26)$$

$$N_{Pr} = \frac{C_{Psl} \mu_{sl}}{k_{sl}} \quad (27)$$

چگالی، گرمای ویژه، ضریب رسانش گرما و خواص چسبندگی دوغاب (پلیمر جامد + مایع) را می توان با استفاده از خواص مایع و جامد از معادلات زیر به دست آورد:

$$\rho_{sl} = f_s * \rho_{sl} + (1 - f_s) * \rho_{sl} \quad (28)$$

f_s جزء حجمی جامد در فاز دوغاب است.

$$C_{Psl} = w_s * C_{Ps} + (1 - w_s) * C_{Pl} \quad (29)$$

جدول ۱ - مشخصات و ابعاد حاصل از طراحی دو راکتور حلقوی صنعتی.

راکتور ۲ (پتروشیمی اراک)	راکتور صنعتی ۱ [۱۸]	کمیت
۶۰۰۰	۱۰۳۰۳/۳۶	سرعت تولید (kgpp/h)
۱۴۸	۲۱۶/۲۵	سرعت حجمی ویژه واکنش ($\text{kgpp}/\text{m}^3_{\text{react}}\text{h}$)
۰/۵	۰/۴۳	متوسط جزء وزنی جامد داخل راکتور
۱۹۸۸/۴	۱۹۸۸/۴	گرمای واکنش (kJ/kgpp)
۷۰	۷۵	دمای راکتور ($^{\circ}\text{C}$)
۴۱	۲۷	دمای سیال چگالنده در ورودی ($^{\circ}\text{C}$)
۴۶	۳۵	دمای سیال چگالنده در خروجی ($^{\circ}\text{C}$)
۴/۴۱	۴/۴۴	سرعت بحرانی (m/s)
۳۳۱۴/۰۰	۵۶۹۰/۱۸۹	گرمای تولیدی (kJ/s)
۶/۶۲	۶/۶۶	سرعت دوغاب داخل راکتور (m/s)
۷۵	۷۵	سرعت آب سرد (m/s)
۰/۳۱۶	۰/۳۲۲	شعاع خارجی راکتور (m)
۴۷۰/۸۷	۴۱۳/۴۷	ضریب انتقال گرمای کلی بر حسب سطح داخلی ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)
۴۰/۵۴	۴۷/۶۵	حجم راکتور (m^3)
۰/۶۰۳۹	۰/۶۰۷۵	قطر راکتور (m)
۱۴۷/۶۵	۱۶۴/۴۴	طول راکتور (m)

۱۰- از معادله (۲۰) طول راکتور محاسبه می شود.

۱۱- با داشتن قطر و طول راکتور حجم محاسبه و با حجم راکتور، که در بند ۱ به دست آمده، مقایسه می شود.

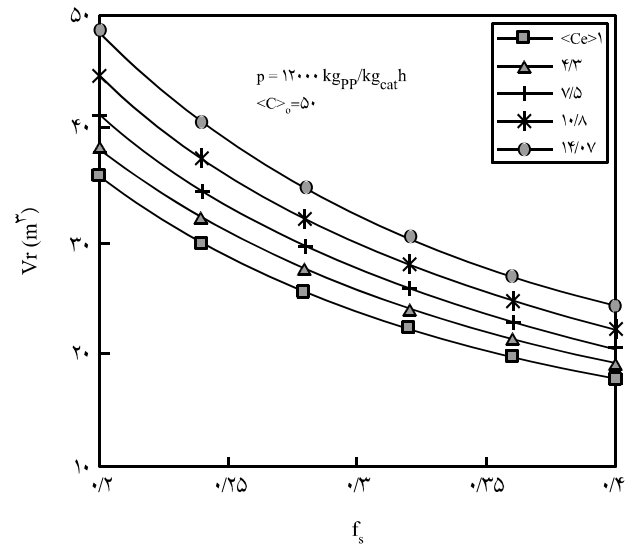
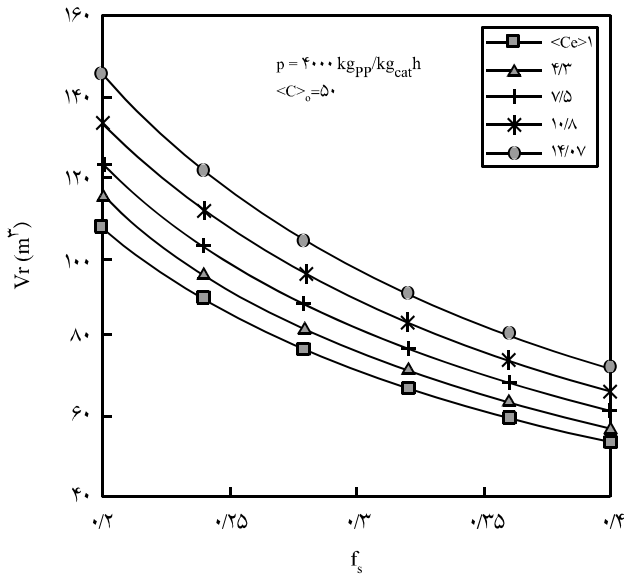
در حالت تفاوت فاحش، قطر دیگری حدس زده و محاسبات از مرحله ۳ تکرار می شود. نحوه سعی و خطا به این شکل است که با توجه به حجم محاسبه شده در قسمت ۱ و طول راکتور محاسبه شده قطر جدید به دست می آید و محاسبات از مرحله ۳ تکرار می شود.

بر اساس الگوریتم بالا برنامه ای تهیه و دو راکتور صنعتی که داده های آن موجود است، طراحی شده است. نتایج طراحی برای دو راکتور

صنعتی مختلف در جدول ۱ آورده شده است. ابعاد محاسبه شده با ابعاد راکتورهای موجود صنعتی مقایسه شده و نتایج در جدول ۲ نشان داده شده است. همان طور که مشاهده می شود، ابعاد محاسبه شده با ابعاد راکتورهای موجود تقریباً یکی است و حداکثر خطای نسبی طراحی الگوریتم ارائه شده ۲ درصد است. دمای آب ورودی و خروجی از راکتور نیز به عنوان یک پارامتر طراحی در اختیار طراح است. همان طور که در جدول ۱ مشخص است، برای راکتور صنعتی ۱ به دلیل فعالیت زیاد کاتالیزور و مقدار تولید بیشتر از آب خنک کن $27-35^{\circ}\text{C}$ برای سرمایش استفاده شده است [۱۸]. در راکتور صنعتی ۲ از سامانه خنک کن بسته در

جدول ۲ - مقایسه ابعاد حاصل از طراحی دو راکتور حلقوی با ابعاد صنعتی موجود.

راکتور ۲ (پتروشیمی اراک)		راکتور صنعتی ۱ [۱۸]		کمیت
درصد خطا	صنعتی موجود	طراحی	درصد خطا	
۰/۰۱	۴۰/۵	۴۰/۵۴	۰/۲	حجم راکتور (m^3)
-۰/۹	۰/۶۰۹۶	۰/۶۰۳۹	-۰/۳۴	قطر راکتور (m)
۲	۱۳۸/۸	۱۴۷/۶۵	۰/۶۵	طول راکتور (m)



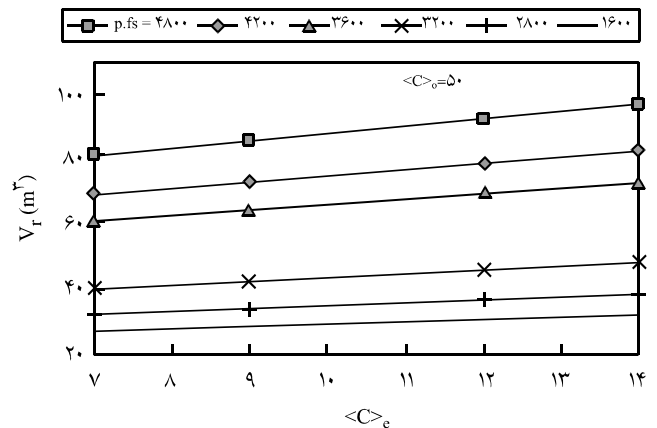
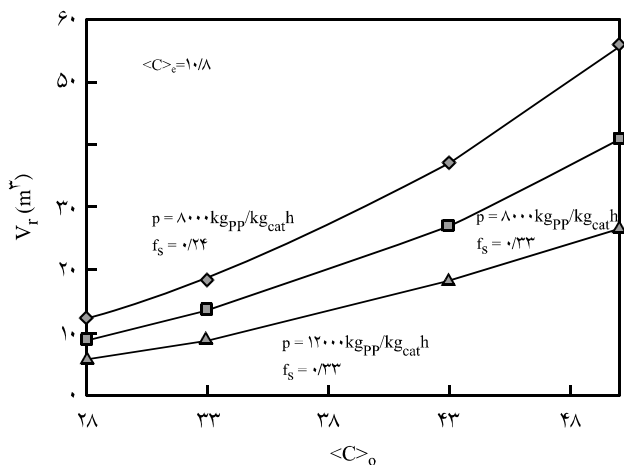
شکل ۲- اثر فعالیت کاتالیزور و حجم جزء جامد و اندازه اولیه ذرات بر حجم محاسبه شده راکتور.

راکتور باید در محدوده جریان آشفته باشد. در ادامه اثر پارامترهای مختلف بر حجم محاسبه شده راکتور بررسی شده است. در این جا فرض می شود، مقدار تولید ثابت و برابر 6000 kg/h باشد. شکل ۲ حجم راکتور بر حسب مقادیر مختلف فعالیت کاتالیزور و حجم جزء جامد و اندازه اولیه ذرات را نشان می دهد. فرض می شود، برای تمام خطوط عامل رشد خروجی 50 باشد. حجم های مشابه ممکن است با ترکیب متفاوت از فعالیت کاتالیزور و جزء جامد و ضریب رشد ذرات ورودی به دست آید. همان طور که در شکل ۲ دیده می شود، با افزایش جزء حجمی پلیمر، حجم راکتور مورد نیاز برای یک مقدار تولید

محدوده دمایی $41-46^\circ\text{C}$ استفاده شده است. هر چه اختلاف دمای راکتور و سیال چگالنده بیشتر باشد، قطر به دست آمده افزایش و طول راکتور کاهش می یابد. از طرفی، سرعت حجمی سیال در حال چرخش بیشتر می شود (چون باید سرعت دوغاب بیش از سرعت بحرانی باشد) و در نتیجه توان پمپ راکتور، افزایش می یابد.

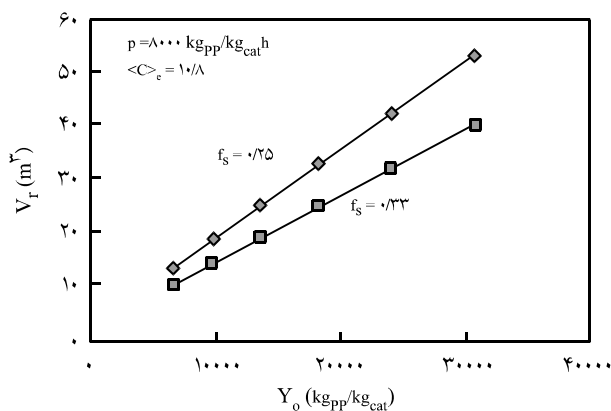
تجزیه و تحلیل اثر پارامترهای سینتیکی روی حجم راکتور

جزء حجمی جامد، f_s ، پارامتر مهمی است که حجم راکتور با آن نسبت عکس دارد (معادله ۱۵). محدوده تغییرات این پارامتر در راکتورهای دوغابی از 0.25 تا 0.4 است و با توجه به محدودیت های دینامیک سیال جریان دوغاب بیش از 0.6 ممکن نیست. زیرا، الگوی سیال دوغاب

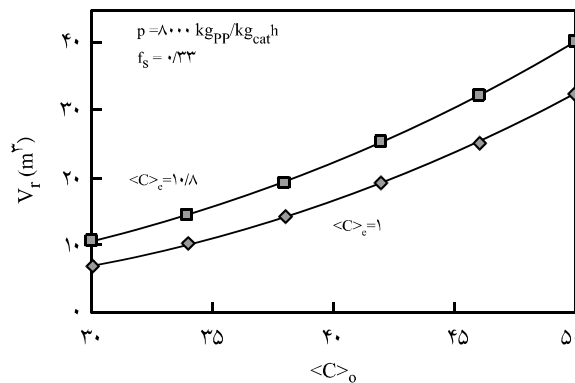


شکل ۴- حجم راکتور مورد نیاز بر حسب مقادیر متفاوت ذرات پلیمر خروجی با مقادیر مختلف فعالیت کاتالیزور و حجم جزء جامد.

شکل ۳- اثر پیش پلیمر شدن بر حجم راکتور.



شکل ۶- ارتباط حجم راکتور مورد نیاز با بازده کاتالیزور.



شکل ۵- اثر اندازه اولیه و نهایی ذرات بر حجم راکتور.

زیاد می شود. به طور اساسی این ویژگی مهم (بازده بیشتر مستلزم تولید ذرات ریزتر است) به علت وابستگی بازده با توان سوم عامل رشد خروجی $\langle C \rangle_0$ است. حجم راکتور با توان سوم عامل رشد متوسط نیز نسبت مستقیم دارد و این عامل رشد متوسط نیز به نوبه خود تابع چندجمله‌ای درجه ۳ از عامل رشد بیرونی است (معادلات ۱۵-۱۲). به دلیل وابستگی شدید حجم راکتور و بازده خروجی به عامل رشد خروجی، اندازه ذرات محصول متغیر مهمی برای طراحی راکتور حلقوی است که مقدار مناسب آن را تنها از راه بررسی مسائل اقتصادی می توان به دست آورد. از آن جا که مقداری از کاتالیزور تزریق شده به راکتور در محصول باقی می ماند و قیمت آن هم نسبتاً زیاد است، معمولاً به حداقل رساندن مقدار کاتالیزور در بیشترین بازده محصول ممکن است. بنابراین، باید بین حجم راکتور و بازده کاتالیزور بهینه سازی اقتصادی انجام شود.

مطالعات مزبور اثر پارامترهای عملیاتی نظیر f_s ، $\langle C \rangle_0$ ، $\langle C \rangle$ و Y_0 و P را روی حجم راکتور در مقدار ثابت تولید نشان می دهد. بررسی های یاد شده با فرض قابلیت کامل راکتور در دفع گرمای تولید شده است. بررسی اثر پارامترهای محیط بر طول و قطر راکتور انتخابی در بخش بعدی بررسی می شود.

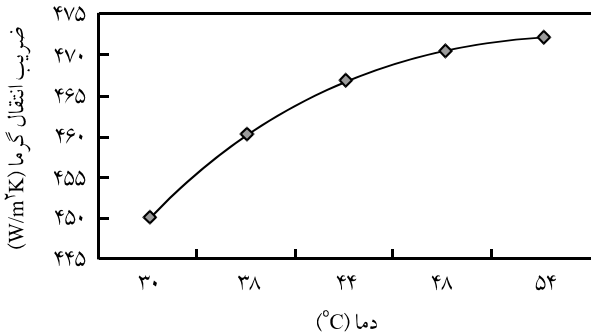
اثر پارامترهای موثر بر طول و قطر راکتور

همان طور که در مراحل طراحی راکتور بیان شد، ابتدا با داشتن مقدار تولید پلیمر P_p (kg_p/h) یا ظرفیت تولید و سرعت ویژه تولید پلی پروپیلن R_p (kg_p/m^3h)، حجم راکتور از معادله (۱) محاسبه می شود. در حالت نداشتن سرعت ویژه تولید پلی پروپیلن، R_p و داشتن داده های عامل رشد ورودی، عامل رشد خروجی، فعالیت کاتالیزور، چگالی کاتالیزور و جزء حجمی جامد در دوغاب برای محاسبه حجم راکتور از معادله (۱۵) استفاده می شود. در بخش پیش، اثر این پارامترها

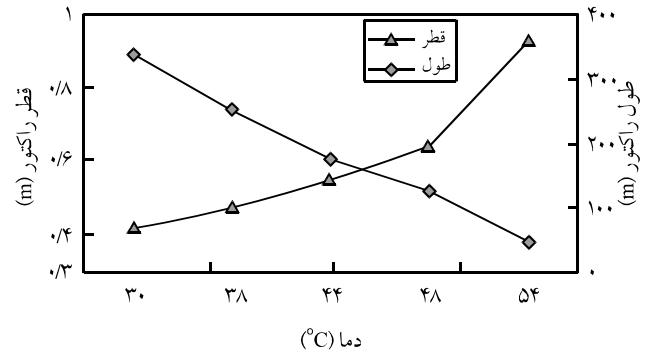
مشخص، کاهش می یابد. حد بالای جزء حجمی جامد به وسیله الگوی جریان سیال معین می شود. جزء حجمی جامد بیشتر از $1/6$ می تواند باعث فقدان تعلیق و در نتیجه شرایط هم زدن ناکافی شود. افزون بر این، اگر افزایش جزء حجمی جامد خیلی زیاد باشد، رسیدن به حرکت یکنواخت و مناسب برای جامد مشکل می شود و بنابراین انتقال گرما در این نوع راکتورها کم می شود.

شکل ۳ اثر پیش پلیمر شدن بر حجم راکتور مورد نیاز را برای تولید $6000 kg/h$ پلی پروپیلن نشان می دهد. برای ساده سازی نمودارها برحسب مقادیر مختلفی از pf_s رسم شده است. برای عامل رشد خروجی ثابت 50 می توان مشاهده کرد، هر چه مقدار عامل رشد در ورودی بیشتر باشد یا به عبارتی پیش پلیمر شدن بیشتر انجام شود، حجم محاسبه شده راکتور بیشتر می شود. در هر حال، اثر عامل رشد ورودی برای عامل های رشد خروجی زیاد ناچیز است، زیرا جمله $\langle C \rangle_0^2$ در صورت کسر معادله (۱۵) تعیین کننده است. حجم راکتور مورد نیاز برحسب اندازه های متفاوت ذرات پلیمر خروجی با مقادیر مختلف فعالیت کاتالیزور و حجم جزء جامد در شکل ۴ آورده شده است. در این شکل $\langle C \rangle_e = 14$ فرض شده است. این نتایج بسیار مهم اند، چرا که افزایش اندازه ذرات محصول نهایی مستلزم افزایش حجم راکتور است. اثر اندازه های اولیه و نهایی ذرات بر حجم محاسبه شده راکتور در شکل ۵ نشان داده شده است. در معادله (۱۵)، در صورت کسر هر افزایشی در مقدار عامل رشد خروجی و ورودی باعث افزایش حجم مورد نیاز می شود و از آن جا که همیشه عامل رشد خروجی بزرگ تر از عامل رشد ورودی است، اثر آن بیشتر است.

شکل ۶ تغییرات حجم راکتور با تغییرات بازده کاتالیزور را نشان می دهد. نتایج نشان می دهد که نمی توان با کمترین حجم راکتور مورد نیاز به بیشترین بازده کاتالیزور رسید. برای رسیدن به بازده بیشتر باید ذرات نهایی بزرگ تر تولید کرد که در این حالت حجم راکتور مورد نیاز



شکل ۹ - تغییرات ضریب انتقال گرمای کلی بر حسب میانگین دمای سیال چگالنده.

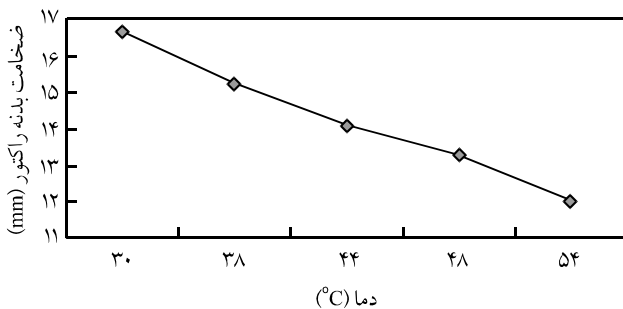


شکل ۷ - تغییرات قطر و طول راکتور بر حسب میانگین دمای سیال چگالنده.

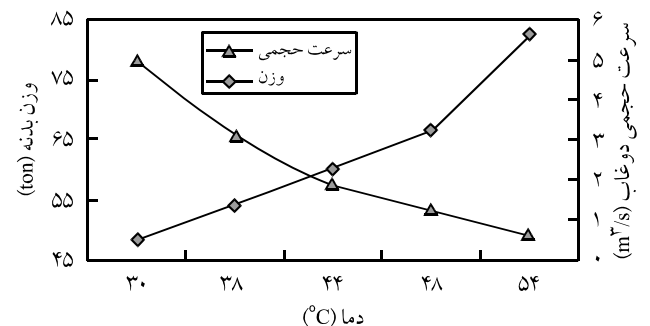
طول راکتور از لحاظ ساخت و فضای مورد نیاز برای نصب، مشکلاتی ایجاد می‌کند. هم‌چنین، وزن آلیاژ مورد نیاز برای ساخت راکتور (شکل ۸) به شدت افزایش می‌یابد. با کاهش دمای سیال چگالنده، قطر راکتور افزایش یافته و طول و وزن راکتور یا به عبارتی دیگر هزینه راکتور کاهش می‌یابد. از طرفی، سرعت حجمی سیال در حال گردش مطابق شکل ۸ افزایش می‌یابد (چون باید سرعت دوغاب بیش از سرعت بحرانی باشد) و در نتیجه توان پمپ راکتور یا هزینه‌های عملیاتی افزایش می‌یابد. با افزایش دمای سیال چگالنده و کاهش قطر راکتور مورد نیاز، ضریب انتقال گرمای کلی مطابق شکل ۹ بیشتر می‌شود، ولی این افزایش در انتهای منحنی اندک بوده و زیاد مؤثر نیست. در شکل ۱۰ نشان داده شده است، با افزایش دمای سیال چگالنده ضخامت بدنه راکتور کاهش می‌یابد. زیرا، قطر راکتور کاهش یافته است، با این وجود به دلیل افزایش زیاد طول، وزن بدنه راکتور افزایش می‌یابد.

در جدول ۳ تغییرات قطر، طول، وزن راکتور، سرعت حجمی دوغاب درون راکتور، ضریب انتقال گرمای کلی و ضخامت راکتور بر حسب دمای آب ورودی و خروجی ژاکت برای راکتور صنعتی مزبور آورده شده است. با توجه به شکل‌های ۷ تا ۱۰ مشخص می‌شود که باید قطر

نظیر عامل رشد ورودی، عامل رشد خروجی، فعالیت کاتالیزور و جزء حجمی جامد در دوغاب بر حجم محاسبه شده راکتور بر مقدار تولید ثابت بررسی و بحث شد. از آن جا که شرایط بهینه دما و فشار راکتور توسط سازنده کاتالیزور مشخص شده و ثابت است، تنها پارامتر عملی برای تعیین طول و قطر مناسب با توجه به محدودیت‌های انتقال گرما و سرعت بحرانی، دمای سیال چگالنده است. به دلیل یکنواختی دما در تمام نقاط راکتور فرض می‌شود، حداکثر تغییرات دمای سیال چگالنده ۵°C باشد. در بررسی به عمل آمده فرض می‌شود، مقدار تولید پلیمر، سرعت ویژه تولید پلی پروپیلن و حجم راکتور در تمام طراحی‌های مختلف ثابت است و طول و قطر راکتور تغییر می‌کند. در شکل‌های ۷ تا ۱۰ تغییرات قطر راکتور و طول آن، وزن بدنه راکتور، سرعت حجمی دوغاب در درون راکتور، ضریب انتقال گرمای کلی و ضخامت راکتور بر حسب میانگین دمای سیال چگالنده برای یک راکتور صنعتی تولید ۶۰۰۰ kg/h پلی پروپیلن با حجم ۴۰/۵ m³ رسم شده است. از شکل ۷ مشخص است، هر چه دمای سیال چگالنده بیشتر باشد، قطر به دست آمده کمتر است، ولی طول راکتور افزایش می‌یابد. افزایش بیش از حد



شکل ۱۰ - تغییرات ضخامت بدنه راکتور بر حسب میانگین دمای سیال چگالنده.



شکل ۸ - تغییرات وزن بدنه راکتور و سرعت حجمی دوغاب درون راکتور بر حسب میانگین دمای سیال چگالنده.

جدول ۳ - تغییرات مشخصات راکتور بر حسب دمای آب ورودی و خروجی ژاکت برای راکتور صنعتی با ظرفیت تولید 6000 kg/h پلی پروپیلن.

دمای خنک کن در ورودی - خروجی ($^{\circ}\text{C}$)					کمیت
۵۱-۵۶	۴۵-۵۰	۴۱-۴۶	۳۵-۴۰	۲۷-۳۲	
۶۰۰۰	۶۰۰۰	۶۰۰۰	۶۰۰۰	۶۰۰۰	سرعت تولید (kgpp/h)
۱۴۸	۱۴۸	۱۴۸	۱۴۸	۱۴۸	سرعت ویژه واکنش ($\text{kgpp/m}^3\text{h}$)
۴۰/۵۴	۴۰/۵۴	۴۰/۵۴	۴۰/۵۴	۴۰/۵۴	حجم راکتور (m^3)
۰/۳۸	۰/۵۲	۰/۶۰	۰/۷۳	۰/۸۹	قطر راکتور (m)
۳۶۰/۷۱	۱۹۴/۱۲	۱۴۱/۶۵	۹۶/۶۷	۶۴/۹۹	طول راکتور (m)
۵/۳۰	۶/۱۲	۶/۵۹	۷/۲۱	۷/۹۱	سرعت دوغاب داخل راکتور (m/s)
۰/۶۰	۱/۲۸	۱/۸۹	۳/۰۲	۴/۹۴	سرعت حجمی دوغاب داخل راکتور (m^3/s)
۴۷۲/۲۹	۴۷۰/۴۳	۴۶۷/۱۰	۴۶۰/۵۲	۴۵۰/۴۲	ضریب انتقال گرمای کلی ($\text{W/m}^2\text{K}$)
۱۲/۰۵	۱۳/۲۹	۱۴/۰۹	۱۵/۲۴	۱۶/۶۸	ضخامت بدنه راکتور (mm)
۸۲/۳۸	۶۶/۴۵	۶۰/۰۹	۵۳/۶۲	۴۸/۰۹	وزن راکتور (ton)

مشخص بیشتر می شود. هم چنین، هر افزایش در مقدار عامل رشد خروجی نیز باعث ازدیاد حجم مورد نیاز شده و از آن جا که همیشه عامل رشد خروجی بیش از عامل رشد ورودی است، اثر آن بیشتر است. نتایج نشان می دهد، نمی توان ضمن کاهش حجم راکتور مورد نیاز برای رسیدن به مقدار تولید مشخص به بیشترین بازدهی کاتالیزور دست یافت. برای رسیدن به بازده بیشتر باید ذرات نهایی بزرگ تر تولید کرد که در این حالت حجم راکتور مورد نیاز افزایش می یابد.

طول و قطر مناسب راکتور حلقوی با توجه به محدودیت های انتقال گرما و سرعت بحرانی به دست می آید. نتایج نمایان گر آن است قطر راکتور باید طوری انتخاب شود که مجموع هزینه های اولیه و عملیاتی تا حد امکان کاهش یابد. از طرفی، ابعاد به دست آمده از لحاظ هندسی و فضای مورد نیاز برای نصب معقول باشد. هر چه اختلاف دمای بین راکتور و سیال چگالنده بیشتر باشد، قطر به دست آمده بیشتر است و طول راکتور کاهش می یابد. ولی از طرفی، سرعت حجمی سیال در حال چرخش افزایش می یابد (چون باید سرعت دوغاب بیش از سرعت بحرانی باشد) و در نتیجه توان پمپ راکتور و هزینه عملیاتی افزایش می یابد.

اختصارات

A_{si} سطح داخلی راکتور، m^2

A_{so} سطح خارجی راکتور، m^2

Cp_1 گرمای ویژه مایع، $\text{kJ/kg}^{\circ}\text{C}$

طوری انتخاب شود که مجموع هزینه های اولیه و عملیاتی تا حد امکان کاهش یابد. واز طرفی، ابعاد به دست آمده از لحاظ هندسی و فضای مورد نیاز برای نصب معقول باشد. به دلیل این که قطر راکتور حلقوی اصولاً کم است و در محدوده لوله های صنعتی رایج است، باید قطری انتخاب شود که مطابق با اندازه های استاندارد لوله های موجود بوده و نیاز به طراحی و ساخت ویژه نباشد. در این حالت برای راکتور صنعتی مزبور مطابق شکل های ۷ و ۸ دمای بهینه سیال در ژاکت بین 41°C تا 46°C است (محل تلاقی دو منحنی) و لوله ای با قطر $0/61 \text{ m}$ (۲۴ inch) مناسب است.

نتیجه گیری

در شرایط عملیاتی مختلف و مقدار تولید ثابت، اثر پارامترهایی نظیر عامل رشد ورودی، عامل رشد خروجی، فعالیت کاتالیزور و جزء حجمی جامد در دوغاب بر حجم راکتور حلقوی بررسی و بحث شده است. حجم راکتور با در نظر گرفتن مقدار تولید پلیمر و سرعت ویژه تولید پلی پروپیلن بر اساس نوع کاتالیزور، معین می شود. نتایج طراحی نشان می دهد با افزایش جزء حجمی پلیمر، حجم راکتور مورد نیاز برای یک مقدار تولید مشخص کاهش می یابد. نتیجه دیگر این که هر چه مقدار عامل رشد در ورودی بیشتر باشد یا به عبارتی پیش پلیمر شدن بیشتر انجام شود، حجم محاسبه شده راکتور برای رسیدن به مقدار تولید

T_{react} دمای محیط واکنش، K
 $T_{coolant}$ دمای سیال چگالنده، K
 U_t ضریب انتقال گرمای کلی بین راکتور و ژاکت، W/m^2K
 V_c سرعت بحرانی، m/s
 V_e سرعت چرخش سیال چگالنده، m/s
 V_i سرعت چرخش مواد داخل راکتور، m/s
 V حجم یک درشت ذره، m^3
 \bar{V} حجم یک درشت ذره با اندازه $\langle \bar{C} \rangle$ ، m^3
 V_c حجم اولیه ذره کاتالیزور، m^3
 V_r حجم راکتور، m^3
 w_s جزء وزنی جامد در دوغاب
 \bar{X} غلظت کاتالیزور درون یک درشت ذره، kg_{cat}/kg_{mp}
 Y بازدهی کاتالیزور، kg_{pp}/kg_{cat}
 \bar{Y} متوسط بازدهی کاتالیزور در راکتور، kg_{pp}/kg_{cat}
 Y_e بازدهی کاتالیزور در ذرات ورودی، kg_{pp}/kg_{cat}
 Y_o بازدهی کاتالیزور در ذرات محصول، kg_{pp}/kg_{cat}
 ρ_M چگالی درشت ذره، kg/m^3
 ρ_l چگالی مایع، kg/m^3
 ρ_c چگالی ذره کاتالیزور پایه، kg/m^3
 ρ_s چگالی درشت ذرات پلیمری در دوغاب، kg/m^3
 ρ_{sl} چگالی دوغاب، kg/m^3
 ΔH گرمای واکنش، kJ
 μ_{sl} گرانش دوغاب، kg/ms
 ϕ جزء حجمی جامد در فاز دوغاب

C_{ps} گرمای ویژه جامد، $kJ/kg^{\circ}C$
 C_{psl} گرمای ویژه دوغاب، $kJ/kg^{\circ}C$
 $\langle C \rangle$ عامل رشد درشت ذرات، بدون بعد
 $\langle C \rangle_e$ عامل رشد درشت ذرات در ورودی راکتور، بدون بعد
 $\langle C \rangle_o$ عامل رشد درشت ذرات در خروجی راکتور، بدون بعد
 $\langle \bar{C} \rangle$ متوسط عامل رشد ذرات در راکتور، بدون بعد
 D_r قطر راکتور، m
 d_s قطر درشت ذرات پلیمری در دوغاب، m
 f_s متوسط جزء حجمی جامد در راکتور، m^3_{solid}/m^3_{react}
 h_i ضریب انتقال گرما بر حسب سطح داخلی راکتور، W/m^2K
 h_o ضریب انتقال گرما بر حسب سطح خارجی راکتور، W/m^2K
 ΔH گرمای واکنش به ازای واحد پلیمر، kJ/kg_{pp}
 k_l ضریب رسانش گرمای مایع، W/mK
 k_s ضریب رسانش گرمای جامد، W/mK
 k_{sl} ضریب رسانش گرمای دوغاب، W/mK
 \bar{K} متوسط غلظت وزنی کاتالیزور درون راکتور، kg_{cat}/m^3_{react}
 L_r طول راکتور، m
 N_{Re} عدد رینولدز، بدون بعد
 N_{Pr} عدد پراوتل، بدون بعد
 P فعالیت کاتالیزور، $kg_{pp}/kg_{cat} h$
 P_p سرعت تولید پلیمر، kg_{pp}/h
 R_p سرعت حجمی ویژه واکنش، $kg_{pp}/m^3_{react} h$
 r_i شعاع داخلی، m
 r_o شعاع خارجی، m
 \bar{t}_R متوسط زمان اقامت ذرات در راکتور، h

مراجع

- Hagemeyer J.P. and Park V.K., Process for the Preparation of Substantially-free Polymer, *US Pat. 3423384*, 1969.
- Polypropylene Handbook*, 2nd ed., Pasquinni N.(Ed.), Hanser, Chap. 6, 2005.
- The Rebirth of Polypropylene: Supported Catalyst*, Moore E.P. (Ed.), Hanser, Chap. 6, 1998.
- Polypropylene Update, Bell S.L., Process Economics Program Report, SRI Consulting, Rep., PEP Review, 128C, Menlo Park, California, 2001.
- Handbook of Polymer Reaction Engineering*, Meyer T. (Ed.), Wiley-VCH, Chap. 8, 2005.
- Polypropylene, *Petrochemical Processes: Hydrocar. Proc.*, 121, March 2003, www.Hydrocarbon Processing.com.
- Mihan S., Loop Reactor with Varying Diameter for Olefin Polymerization, *US Pat. 2008/0119624A1*, 2008.
- Ferrero M.A. and Chiovetta M.G., Preliminary Design of a Loop Reactor for Bulk Propylene Polymerization, *Polym. Plast. Technol. Eng.*, **29**, 263-287, 1990.
- Liang W. and Jin Zh., Flow Characteristics and Mixing Properties in a High Velocity Liquid-Solid Loop Reactor, *Chem. Eng. J.*, **63**, 181-188, 1996.
- Cecchim G., Morini G.M., and Pelliconi A., Propylene Product

- Innovation by Reactor Granule Technology, *Macromol. Symp.*, **173**, 195-209, 2001.
11. Zacca J.J. and Debling J.A., Particle Population Overheating Phenomena in Olefin Polymerization Reactors, *Chem. Eng. Sci.*, **56**, 4029-4042, 2001.
 12. Pater J.T.M., Weickert G., and Swaaij van W.P.M., Propene Bulk Polymerization Kinetics: Role of Prepolymerization and Hydrogen, *AIChE J.*, **49**, 180-193, 2003.
 13. Hutchinson R.A. and Ray W.H., Polymerization of Olefins through Heterogeneous Catalysis. VII. Modeling of Particle Growth and Morphology, *J. Appl. Pol. Sci.*, **44**, 1389-1414, 1992.
 14. Cecchin G. and Morrini U., On the Mechanism of Polypropylene Growth over $MgCl_2/TiCl_4$ Catalyst System, *Macromol. Chem. Phys.*, **202**, 1987-1994, 2001.
 15. WENCOR LTD-LTEE, Basic Design Document, 2003.
 16. Oroskar A.R. and Turian R.M., The Critical Velocity in Pipeline Flow of Slurries, *AIChE J.*, **26**, 550-558, 1980.
 17. Turian R.M. and Yuan T.F., Flow of Slurries in Pipelines, *AIChE J.*, **23**, 232-243, 1977.
 18. SRI International, Slurry Phase Polypropylene, PEP Review, **185**, 1988.