



اولین همایش ملی نفت، گاز و پتروشیمی

کچساران - خرداد ماه ۱۳۸۷



امنیت
دانش
آزادی
کارگران



مهدی قات
مکرتی مهندسی



دانش
آزادی
کارگران



دانش
آزادی
کارگران

هیئت داوران (بخش شیمی)

دبیر مقالات: مهندس مسعود راهبری سی سخت

هیات علمی دانشگاه اصفهان	دکتر فواد آقامیری
هیات علمی دانشگاه آزاد نهران جنوب	دکتر مهدی ارجمند
عضو هیات علمی دانشگاه شهید	دکتر فریدون اسماعیل زاده
استاد دانشگاه	دکتر سید غلامرضا اعتماد
هیات علمی سارمان پژوهشگاه علمی و صنعتی ایران	دکتر علی الیاسی
هیات علمی دانشگاه مازندران	دکتر مجید تقی راده
هیات علمی دانشگاه آزاد	دکتر عرب الله حودکی
هیات علمی دانشگاه سمنان	دکتر علی حقیقی اصل
هیات علمی دانشگاه سمنان	دکتر بهنام خوش اندام
هیات علمی دانشگاه رازی کرمانشاه	دکتر مسعود رحیمی
هیات علمی دانشگاه پاسج	دکتر محمود رضارحیمی
معاون پژوهشی و هیات علمی دانشگاه اصفهان	دکتر امیر رحیمی
رئیس دانشکده مهندسی شیمی و نفت شریف	دکتر داود رشتجیان
عضو هیات علمی دانشگاه اصفهان	دکتر علیرضا سلمانی نظر
هیات علمی دانشگاه رازی کرمانشاه	دکتر شهرام شریف نای
هیات علمی دانشگاه اصفهان	دکتر محمد رضا طالبی
هیات علمی سارمان پژوهشگاه علمی و صنعتی ایران	دکتر محمد عابدی
هیات علمی دانشگاه خلیج فارس - بوشهر	دکتر شهیار صفوی
هیات علمی دانشگاه شهید باهنر کرمان	دکتر سید احمد عطایی
هیات علمی دانشگاه آزاد واحد علوم و تحقیقات	دکتر ابوالحسن علوی
هیات علمی دانشگاه علم و صنعت ایران	دکتر سید محمد علوی املشی
هیات علمی دانشگاه خواجة قصیر الدین توسي	دکتر محمد عصید پور
هیات علمی دانشگاه مازندران	دکتر حسین عیسی زاده
هیات علمی دانشگاه شهید باهنر کرمان	دکتر محمد حسن قصائی پور
عضو هیات علمی دانشگاه علم و صنعت ایران	دکتر فرانه قصی
دبیر بخش مهندسی نفت همایش و دبیر انجمن دانش اموختگ	مهندس میاس قبادی
هیات علمی دانشگاه مازندران	دکتر علی اصغر فرشچی
مدیر گروه مهندسی شیمی و هیات علمی دانشگاه گیلان	دکتر حسین قناد زاده گیلانی
هیات علمی دانشگاه پاسج	دکتر مهدی کاظمی پور
هیات علمی دانشگاه سمنان	دکتر هجری کریمی
هیات علمی دانشگاه فردوسی مشهد	دکتر محمد نادر لطف الله
هیات علمی دانشگاه مازندران	دکر محمد موسوی
هیات علمی دانشگاه مازندران	دکر کامیار موقر نژاد
هیات علمی دانشگاه صنعت نفت اهواز	دکتر فاسم بخف پور
هیات علمی دانشگاه اصفهان	دکتر سید حسام بجیی
هیات علمی دانشگاه سمنان	دکتر امیر حسین نوارچان
مدیر گروه مهندسی شیمی و هیات علمی دانشگاه سمنان	دکتر فرامرز هرمزی
هیات علمی دانشگاه سمنان	دکتر فرشاد ورامینیان
	دکتر سهلا نغمایی

محاسبه نرخ تشکیل هیدراتات متان در راکتورهای همزن دار پیوسته

محمد علی فنائی شیخ الاسلامی

دانشگاه فردوسی مشهد - دانشکده مهندسی - گروه مهندسی شیمی

رضا پورفتح الله ، محمد تقی صادقی

دانشگاه علم و صنعت ایران - دانشکده مهندسی شیمی

چکیده:

نرخ تشکیل هیدراتات به عنوان یکی از پارامترهای کلیدی در فرآیند تولید هیدراتات جهت ذخیره سازی و انتقال گاز طبیعی محسوب می‌گردد. مطالعات محققین نشان می‌دهد که پدیده انتقال جرم، کنترل کننده نرخ تشکیل هیدراتات می‌باشد. یکی از بهترین مدل‌های ارائه شده جهت پیش‌بینی نرخ تشکیل هیدراتات در راکتورهای همزن دار پیوسته، مدل حباب به کریستال بوده که توسط مورک در سال ۲۰۰۲ ارائه شده است. در این مقاله مدل حباب به کریستال با هدف افزایش محدوده کاربرد جهت پیش‌بینی نرخ تشکیل هیدراتات در مقیاس‌های مختلف راکتور و شرایط مختلف هیدرو دینامیکی ، توسعه یافته است. اصلاح اصلی مدل در روابط مربوط به محاسبه ضریب انتقال جرم گاز- مایع صورت گرفته است. مدل توسعه یافته با داده‌های آزمایشگاهی گزارش شده توسط مورک مورد ارزیابی قرار گرفته است. نتایج نشان می‌دهد که مدل توسعه یافته از میانگین خطای نسبی کمتری نسبت به مدل نیمه تجزیی حباب به کریستال برخوردار است.

کلید واژه‌ها :

هیدراتات گازی- مدل سنتیکی- ضریب انتقال جرم- راکتور همزن دار

۱- مقدمه :

تا کنون مطالعات زیادی جهت تعیین سنتیک هیدراتات های گازی صورت گرفته است. بیشنو و ویستیاسکاس [۱] تحقیقات بنیادینی را بر روی سنتیک تشکیل هیدراتات جهت مطالعه نرخ تشکیل هیدراتات متان و اتان در راکتورهای نیمه پیوسته انجام داده اند. انگلزو و همکاران [۲] با مطالعه بر روی نرخ تشکیل هیدراتات متان و اتان مدلی پیشنهاد کرده اند که در آن نرخ مصرف گاز بر اساس رشد کریستال با استفاده از تئوری کریستالیزاسیون و تئوری فیلمی انتقال جرم ارائه شده است.

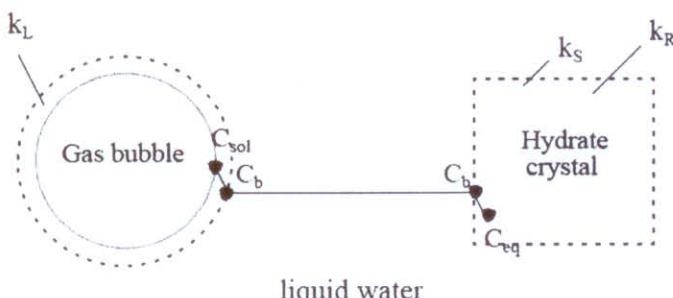
اسکوبورگ و راسموسن [۳] با بررسی مدل انگلزو به این نتیجه دست یافتند که نرخ تشکیل هیدراتات وابسته به پدیده انتقال جرم و مستقل از سطح کریستالها می‌باشد. مدل پیشنهاد شده توسط اسکوبورگ و راسموسن بیانگر این مطلب است که انتقال گاز به فاز مایع مرحله تعیین کننده نرخ

تشکیل هیدرات می باشد. هپل و همکاران [۴] نرخ تشکیل هیدرات متان و هیدرات متان- نیتروژن را در یک راکتور همزن دار پیوسته به حجم یک لیتر محاسبه نمودند. نتایج ارائه شده توسط آنها نشان می دهد که نتایج ارائه شده از یک راکتور نیمه پیوسته جهت طراحی راکتور پیوسته تشکیل هیدرات، قابل کاربرد نمی باشد. مورک و گودمانسون [۵ و ۶] نرخ تشکیل هیدرات متان و گاز طبیعی را در یک راکتور همزن دار پیوسته به حجم $9/5$ لیتر مورد مطالعه قرار داده و مدل حباب به کریستال را ارائه نمودند. در این مدل، انتقال جرم به عنوان فرآیند غالب در نظر گرفته شده است.

در این مقاله، مدل حباب به کریستال ارائه شده توسط مورک [۶] بمنظور افزایش محدوده کارائی آن (جهت طراحی و افزایش مقیاس راکتورهای همزن دار پیوسته) توسعه یافته است. در ادامه این مقاله ابتدا مدل سنتیکی حباب به کریستال شرح داده شده است. سپس توضیحاتی درباره مدل اصلاح شده حباب به کریستال ارائه گردیده است. نهایتاً پس از ارائه مزایای مدل اصلاح شده، صحت عملکرد آن به توجه به داده های آزمایشگاهی مورک مورد بررسی قرار گرفته است.

۲- مدل حباب به کریستال :

همانگونه که در شکل (۱) نشان داده شده است، مدل حباب به کریستال ارائه شده توسط مورک [۶] شامل سه مرحله انتقال جرم است. در مرحله اول، گاز حل شده از طریق نفوذ مولکولی از فصل مشترک گاز- مایع به توده مایع (با عبور از فیلم مایع موجود در اطراف حباب گاز) منتقل می شود. فرض می شود که در فصل مشترک، دو فاز گاز و مایع درحال تعادل ترمودینامیکی قرار دارند. در فیلم مایع اطراف حباب گاز، بعلت آنتالپی محلول، دما افزایش می یابد. در مرحله دوم، گاز حل شده از طریق نفوذ چرخانه ای از توده مایع به فیلم مایع در اطراف کریستال جامد منتقل می شود. در توده مایع فرض می شود که محلول دارای غلظت و دمای یکنواخت می باشد. نهایتاً در مرحله سوم، گاز حل شده از طریق نفوذ مولکولی از فیلم مایع موجود در اطراف کریستال هیدرات به سطح هیدرات منتقل شده و موجب رشد هیدرات می گردد. در فیلم مایع اطراف کریستال هیدرات، دما بعلت حرارت آزاد شده در اثر تشکیل و رشد هیدرات افزایش می یابد.



شکل ۱: وضعیت تغییرات غلظت گاز حل شده در مدل حباب به کریستال

با فرض عدم تجمع در فیلم مایع اطراف حباب گاز و استفاده از تئوری فیلمی، رابطه زیر جهت محاسبه نرخ حل شدن گاز بیان شده است:

$$r_1 = k_L a (C_{sol} - C_b) \quad (1)$$

جاییکه C_b و C_{sol} به ترتیب نشان دهنده ضریب انتقال جرم گاز حل شده در فیلم مایع، سطح تماس دو فاز(سطح حباب ها)، غلظت گاز حل شده در سطح تماس دو فاز و غلظت گاز حل شده در توده مایع می باشند. غلظت گاز حل شده در سطح تماس دو فاز با توجه به کسر مولی حلالیت گاز در آب (تابع شرایط عملیاتی) به صورت زیر محاسبه می شود:

$$C_{sol} = \frac{x(P, T) \rho_{H_2O}}{M_{H_2O}} \quad (2)$$

جاییکه ρ_{H_2O} و M_{H_2O} به ترتیب نشان دهنده ذاتیتۀ جرمی و وزن ملکولی آب می باشند. بطور مشابه، با فرض عدم تجمع در فیلم مایع اطراف کریستال جامد و استفاده از تئوری فیلمی رابطه زیر موجود است:

$$r_2 = k_s a_c (C_b - C_{eq}) \quad (3)$$

جاییکه C_{eq} و a_c به ترتیب نشان دهنده ضریب انتقال جرم گاز حل شده در فیلم مایع اطراف کریستال جامد، سطح تماس دو فاز (سطح کریستال های جامد) و غلظت گاز حل شده در سطح تماس دو فاز مایع- جامد در حالت تعادل ترمودینامیکی سه فاز می باشند. غلظت گاز حل شده در سطح تماس دو فاز مایع- جامد را می توان با استفاده از معادله (۲) در حالیکه بجای دمای عملیاتی از دمای تعادلی استفاده شده است، بصورت زیر محاسبه نمود:

$$C_{eq} = \frac{x(P, T_{eq}) \rho_{H_2O}}{M_{H_2O}} \quad (4)$$

نرخ کلی تشکیل و رشد هیدرات به صورت زیر در نظر گرفته شده است:

$$r = K (C_{sol} - C_{eq}) \quad (5)$$

با توجه به معادلات (۱)، (۳) و (۵) ضریب کلی انتقال جرم حجمی (K) عبارت است از:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{k_L a} + \frac{1}{k_s a_c} \quad (6)$$

اسکوبورگ و راسموسن [۳] نشان دادند که نرخ کلی تشکیل هیدرات مستقل از سطح کریستالها بوده و نتیجه گرفتند که مقاومت فیلم مایع اطراف حباب های گاز، کنترل کننده انتقال جرم است. لذا در معادله (۵) می توان ضریب کلی انتقال جرم حجمی را برابر با ضریب انتقال جرم حجمی گاز- مایع در نظر گرفت. طبق مطالعات صورت گرفته توسط محققین، ضریب انتقال جرم حجمی گاز- مایع ($k_L a$), به توان مصرفی همزن (P_G) و سرعت ظاهری گاز (U_{sg}) بستگی دارد. بنابراین ضریب کلی انتقال جرم حجمی را می توان بصورت زیر بیان نمود:

$$K = a \left(\frac{P_G}{V} \right)^b U_{sg}^f \quad (7)$$

جاییکه توان مصرفی همزن برای مخلوط گاز- مایع بصورت زیرقابل محاسبه است [۷]:

$$\begin{cases} P_G = (1 - 12.6 N_{QG}) P & \text{for } N_{QG} < 0.035 \\ P_G = (0.62 - 1.85 N_{QG}) P & \text{for } 0.035 < N_{QG} < 0.09 \\ P_G = 0.45 P & \text{for } N_{QG} > 0.09 \end{cases} \quad (8)$$

توان مصرفی مخلوط بدون گاز نیز از طریق رابطه زیر قابل محاسبه می باشد:

$$P = N_P \rho_L N^3 d_{imp}^5 \quad (9)$$

جاییکه:

$$N_{QG} = Q_G / (N d_{imp}^3) \quad (10)$$

در معادلات فوق N_P ، d_{imp} ، Q_G ، V و N به ترتیب نشان دهنده حجم مخلوط مایع (m^3)، دبی حجمی گاز (m^3/s)، قطر همزن (m)، دور همزن (mps) و عدد توان می باشند. برای اعداد رینولد بزرگ تر از ۱۰۰۰۰ عدد توان ثابت می باشد. بعنوان نمونه برای همزن های توربینی شش پره ای دیسکی، عدد توان برابر با $5/75$ می باشد [۸].

با ترکیب معادلات (۵) و (۷)، معادله زیر برای محاسبه نرخ مولی گاز مصرفی (و یا نرخ مولی هیدرات تولیدی) در ظروف همزن دار حاصل می گردد:

$$R = a \left(\frac{P_G}{V} \right)^b U_{sg}^f (C_{sol} - C_{eq}) V \quad (11)$$

مورک پارامترهای موجود در معادله فوق را برای هیدرات متنان، از طریق رگرسیون و با استفاده از داده های آزمایشگاهی حاصله از یک رآکتور استاندارد ۹/۵ لیتری همزن دار بصورت زیر تعیین نمود:

$$a = 363.3, \quad b = 0.1801, \quad f = 1.124$$

داده های آزمایشگاهی مورد استفاده در تعیین پارامترهای معادله (۱۱)، در محدوده فشار عملیاتی ۷۰ تا ۹۰ بار و محدوده سرعت ظاهری گاز از $0.003 / 0.003$ متر بر ثانیه می باشد. همچنین اکثر آزمایشات در سرعت همزن 400 دور بر دقیقه انجام شده است [۵]. این نکته لازم به ذکر است که معمولاً رآکتورهای گاز- مایع همزن دار در مقیاس صنعتی بگونه ای طراحی می شوند تا سرعت ظاهری گاز در آنها در محدوده $0.01 / 0.08$ متر بر ثانیه باشد [۶]. با توجه به موارد مذکور، مدل نیمه تحریبی مورک دارای محدوده کارائی کمی بوده و جهت افزایش مقیاس و طراحی رآکتورهای صنعتی مناسب نمی باشد.

۳- مدل اصلاح شده حباب به کریستال :

در سال ۲۰۰۵ میلادی لموبن و مورسی [۱۰] با استفاده از تعداد زیادی داده های آزمایشگاهی (بالغ بر 7300 داده) و روابط مختلف پیشنهاد شده توسط محققین، مدل نسبتاً جامعی را جهت محاسبه ضریب انتقال جرم حجمی گاز- مایع در ظروف همزن دار پیشنهاد نمودند.

این مدل تحریبی محدوده وسیعی از خصوصیات هندسی رآکتور (قطر ظرف و قطر همزن)، خواص فیزیکو شیمیائی (دانسیته گاز و مایع، ویسکوزیته و کشش سطحی مایع، ضریب نفوذ) و شرایط عملیاتی (سرعت ظاهری گاز، فشار، دما، سرعت چرخش همزن و ارتفاع مایع) را پوشش می دهد. معادلات مدل لموبن و مورسی برای ظروف همزن دار، در صورتیکه گاز توسط یک اسپارجر درون ظرف توزیع شود، بصورت زیر است:

$$k_L a = 2.321 \times 10^2 \times \frac{D_{AB}^{0.5}}{\rho_G^{0.06}} \frac{\varepsilon_G^{0.575}}{d_s^{0.402}} \left(\frac{P_G}{V} \right)^\delta \times U_{sg}^\eta \quad (12)$$

$$\delta = 4.664 \times 10^{-4} \times d_t^{0.124} \times N^{0.593} \times \mu_L^{-0.769} \quad (13)$$

$$\eta = 9.475 \times 10^{-5} \times d_{imp}^{0.363} \times N^{0.967} \times \rho_L^{-0.47} \times \mu_L^{-0.884} \times H_L^{-1.44} \quad (14)$$

$$\varepsilon_G = 7.751 \times 10^{-3} \times \left(\frac{P_G}{V} \right)^\alpha \times U_{sg}^\beta \quad (15)$$

$$\alpha = 0.190 \times d_t^{-0.179} \times N^{0.043} \times \mu_L^{-0.228} \times \sigma_L^{0.261} \times \rho_G^{-0.011} \quad (16)$$

$$\beta = 1.86 \times 10^{12} \times d_{imp}^{-0.087} \times H_L^{-0.279} \times N^{0.063} \times \rho_t^{-4.270} \times \mu_L^{-0.464} \times \sigma_L^{1.380} \quad (17)$$

$$d_s = 9.380 \times 10^{-3} \times U_{sg}^{\gamma} \times \varepsilon_G^{\lambda} \quad (18)$$

$$\gamma = 1.380 \times 10^{-2} \times d_{imp}^{-0.878} \times d_t^{0.351} \times N^{0.563} \times H_L^{0.185} \quad (19)$$

$$\lambda = 2.726 \times 10^{-24} \times \rho_L^{7.490} \times \sigma_L^{-0.240} \times \rho_G^{-0.196} \quad (20)$$

در معادلات فوق d_s ، ε_G ، d_t ، H_L ، σ_L ، μ_L ، ρ_L و ρ_G به ترتیب نشان دهنده ضریب نفوذ گاز حل شده در فاز مایع (m^2/s)، دانسیته گاز (kg/m^3)، دانسیته مایع (kg/m^3)، ویسکوزیته مایع ($kg/m.s$)، کشش سطحی مایع (N/m)، ارتفاع مایع درون ظرف (m)، قطر ظرف (m)، ماندگی گاز و قطر متوسط حباب ها (m) می باشند. محدوده پارامترهای بکار رفته در معادلات مدل لموین و مورسی در جدول (۱) نشان داده شده است. همانگونه که مشاهده می گردد مدل مذکور رنج وسیعی از شرایط عملیاتی و مشخصات هندسی راکتور از مقیاس آزمایشگاهی تا مقیاس صنعتی را پوشش می دهد.

جدول (۱): محدوده پارامترهای بکار رفته در مدل لموین و مورسی [۱۰]

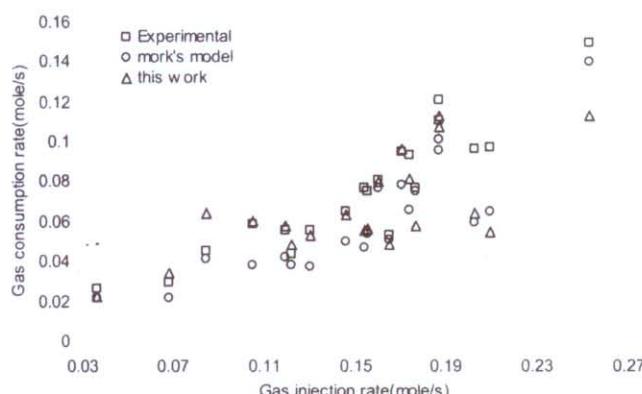
حداکثر	حداقل	پارامترها
۰/۳	-	m/s ، U_{sg}
۵۴	-	$1/s$ ، N
۴/۹۷	۰/۰۱۱۵	m ، H_L
۳/۶	۰/۰۷۵	m ، d_t
۱/۳۷	۰/۰۳۲	m ، d_{imp}
۲۰۴۲	۳۱۰	kg/m^3 ، ρ_L
۰/۰۹	۰/۰۰۰۵	$kg/m.s$ ، μ_L
۰/۰۷۷	۰/۰۰۱۲	N/m ، σ_L
۱۹۴۹۰	۰/۰۵	kg/m^3 ، ρ_G
۱۵۳/۹۴	۰/۰۸	$10^9 m^2/s$ ، D_{AB}

حال اگر در مدل نیمه تجربی مورک، ضریب انتقال جرم حجمی گاز- مایع را با استفاده از مدل تجربی لموین و مورسی تعیین نمائیم، نرخ مولی گاز مصرفی (هیدرات تولیدی) بصورت زیر حاصل می گردد:

$$R = 2.321 \times 10^{-2} \times \frac{D_{AB}^{0.5}}{\rho_{Lj}^{0.06}} \frac{\varepsilon_G^{0.575}}{d_s^{0.402}} \left(\frac{P_G}{V} \right)^{\delta} \times U_{vg}^{\eta} \times (C_{sat} - C_{eq}) V \quad (21)$$

۴- ارزیابی مدل اصلاح شده:

در این قسمت نتایج پیش بینی نرخ مولی تشکیل هیدرات متان توسط مدل اصلاح شده با نتایج مدل حباب به کریستال و داده های آزمایشگاهی ارائه شده توسط مورک [۵] مورد مقایسه قرار گرفته است. در شکل (۲) نرخ مولی گاز مصرفی (و یا نرخ مولی هیدرات تولیدی) بر اساس نرخ تزریق گاز به رآکتور نشان داده شده است. مقادیر عددی حاصله نیز همراه با خطای نسبی مدل مورک و مدل اصلاح شده در جدول (۲) نشان داده شده است.



شکل (۲): مقایسه نتایج محاسباتی با نتایج آزمایشگاهی

جدول (۲): مقایسه عددی نتایج محاسباتی با نتایج آزمایشگاهی

Mork's model error %	برخ گاز مصرفی Mork's model	This work error %	برخ گاز مصرفی This work	برخ گاز مصرفی Exp.	برخ گاز تردیقی (mol/s)
-۲۳/۴	+۰.۴۲۷۴	+۰/۹۴	+۰/۰۵۸	+۰/۰۵۵۸	+۰/۱۲
-۳۸/۷۷	+۰.۴۷۳۹	-۲۷/۶۵	+۰/۰۵۶	+۰/۰۷۷۴	+۰/۱۵۴۴
-۲۸/۱۴	+۰/۰۵۴۵۲	-۲۵/۵۲	+۰/۰۵۶۱	+۰/۰۷۵۸۷	+۰/۱۵۵۸
-۲۶/۸۷	+۰/۰۲۲۱۸	۱۴/۶۴	+۰/۰۳۴۷۷	+۰/۰۳۰۳۳	+۰/۰۶۸۶
-۳۲/۷۴	+۰/۰۶۵۶۲	-۴۳/۴۳	+۰/۰۵۵۱۹	+۰/۰۹۷۵۶	+۰/۲۰۹۲
-۲/۴۶	+۰/۰۷۵۳	-۲۴/۷۴	+۰/۰۵۸۱	+۰/۰۷۷۲	+۰/۱۷۶۷
-۱۲/۴۹	+۰/۰۳۸۴۸	۱/۰/۶	+۰/۰۴۸۶۳	+۰/۰۴۳۹۷	+۰/۱۲۲۴
-۵/۳۱	+۰/۰۵۱۰۳	-۸/۶۷	+۰/۰۴۹۲۲	+۰/۰۵۳۸۹	+۰/۱۶۵۴
-۳۲/۳۸	+۰/۰۳۷۷	-۴/۱۶	+۰/۰۳۴۴۳	+۰/۰۵۵۷۵	+۰/۱۳۰۵
-۳۸/۳۳	+۰/۰۶	-۳۳/۵۳	+۰/۰۶۴۶۷	+۰/۰۹۷۲۹	+۰/۲۰۳
-۳/۹۴	+۰/۰۷۷۶۱	-۰/۰/۶۱	+۰/۰۸۰۳	+۰/۰۸۰۷۹	+۰/۱۶۰۷
-۱۷/۶۳	+۰/۰۷۸۵۲	۲/۰/۳	+۰/۰۹۷۲۷	+۰/۰۹۵۳۳	+۰/۱۷۰۵
-۲۲/۵۸	+۰/۰۵۰۴	-۲/۰/۴	+۰/۰۶۳۵۴	+۰/۰۶۵۱	+۰/۱۴۶۴
-۹/۱۳	+۰/۰۴۱۷۲	۴/۱/۱۹	+۰/۰۶۶۸۲	+۰/۰۴۰۹۱	+۰/۰۸۵۳
-۲۹/۴۵	+۰/۰۶۵۹۴	-۱۲/۰/۸	+۰/۰۸۲۱۸	+۰/۰۹۳۴۷	+۰/۱۷۴۱
-۸/۶۴	+۰/۰۱۰۵	۲/۰/۴۳	+۰/۰۱۱۲۸	+۰/۰۱۱۱۱	+۰/۱۸۱۱
-۶/۲۵	+۰/۱۴۰۳۴	-۲۴/۰/۱۳	+۰/۰۱۱۳۵۷	+۰/۱۴۹۷	+۰/۲۵۲۷
-۳۴/۶۳	+۰/۰۳۸۵	۳/۰/۵	+۰/۰۶۰۹۹	+۰/۰۵۸۹	+۰/۱۰۰۲
-۱۸/۸۳	+۰/۰۲۱۹	-۱۴/۰/۲۳	+۰/۰۲۳۱۴	+۰/۰۲۶۹۸	+۰/۰۳۶۶
-۲۰/۹۹	+۰/۰۹۶	-۱۰/۰/۸۵	+۰/۰۱۰۸۳۲	+۰/۰۱۲۱۵	+۰/۱۸۶۹
۲۰/۶۵	-----	۱۵/۰/۲	مقدار متوسط قدر مطلق خطای سی (AAE)		

در جدول (۲) مقادیر متوسط قدر مطلق خطای نسبی مدل اصلاح شده و مدل مورک نیز نشان داده شده است. برای محاسبه مقادیر متوسط خطای معادله زیر استفاده شده است:

$$AAE = \frac{\sum_{i=1}^{\text{No of data}} \left| \frac{Q_{\text{calc}_i} - Q_{\text{Exp}_i}}{Q_{\text{Exp}_i}} \right|}{\text{No of data}} \quad (22)$$

همانگونه که مشاهده می گردد مدل اصلاح شده علی رغم آنکه با توجه به داده های آزمایشگاهی مورک تنظیم نشده است، دارای خطای متوسط کمتری از مدل حباب به کریستال می باشد. همچنین لازم به ذکر است که از مدل اصلاح شده، با توجه به محدوده نسبتاً وسیع پارامترهای آن، می توان جهت طراحی رآکتورهای CSTR در مقیاس های مختلف از آزمایشگاهی تا صنعتی استفاده نمود.

۵- نتیجه گیری :

در این مقاله، مدل حباب به کریستال پیشنهاد شده توسط مورک و گودمانسون [۶]، جهت افزایش محدوده کاربرد و امکان استفاده از مدل در طراحی و افزایش مقیاس رآکتورهای همزن دار، اصلاح گردیده است. بدین منظور، معادله تجربی ضریب انتقال جرم گاز- مایع با معادله پیشنهادی توسط لموین و مورسی [۱۰] که در برگیرنده محدوده وسیعی از ابعاد هندسی رآکتور، خصوصیات فیزیکوشیمیابی و شرایط عملیاتی می باشد، جایگزین شده است. داده های آزمایشگاهی ارائه شده توسط مورک جهت ارزیابی مدل مورد استفاده قرار گرفته است. نتایج نشان می دهد که مدل اصلاح شده علی رغم آنکه با توجه به داده های آزمایشگاهی مورک تنظیم نشده است، دارای خطای متوسط کمتری از مدل حباب به کریستال می باشد (خطای متوسط حدود ۵ درصد کاهش یافته است).

تشکر و قدردانی :

این مقاله از پروژه «طراحی یک واحد نیمه صنعتی تولید هیدرات گاز طبیعی» که از حمایت مالی شرکت گاز استان خراسان رضوی برخوردار بوده است، استخراج شده است. لذا مراتب تقدير و تشکر خود را از مدیر عامل محترم و کارشناسان واحد پژوهش و فن آوری شرکت گاز استان خراسان رضوی اعلام می نمائیم.

- [1] Vysniauskas, A. and Bishnoi, P. J., "A kinetic study of methane hydrate formation", *Chem. Eng. Sci.*, 38, 1061 (1983).
- [2] Englezos, P., Kalogerakis, N., Dholabhai, P. D. and Bishnoi, P. R., "Kinetics of formation of methane and ethane gas hydrates", *Chem. Eng. Sci.*, 42, 2647 (1987).
- [3] Skovborg, P. and Ramussen, P., "A mass transport limited model for the growth of methane and ethane gas hydrates", *Chem. Eng. Sci.*, 42, 1131 (1994).
- [4] Happel, J., Hnatow, M. A. and Meyer, H., "The study of separation of nitrogen from methane by hydrate formation using a novel apparatus", *Annals of the New York Academy of Sciences*, 715, 412 (1994).
- [5] Mork, M., *Formation Rate of Natural Gas Hydrate*, PhD Thesis, Norwegian University of Science and Technology, (2002).
- [6] Mork, M. and Gudmundsson, S., "Hydrate formation rate in a continuous stirred tank reactor: Experimental results and bubble-to-crystal model", *4th Inter. Conf. on Gas Hydrates*, Yokohama, Japan, May 19-23 (2002).
- [7] McCabe, W. L, Smith J. C., And Harriott, H., *Unit Operations of Chemical Engineering*, 6th edition, McGraw-Hill, (2001).
- [8] Zlokarnik, M., *Stirring: Theory and Practice*, Wiley-VCH, (2001).
- [9] Walas, S. M., *Chemical Process Equipment: Selection and Design*, Butterworth-Heinemann, (1990).
- [10] Lemoine, R. and Morsi, B. I., "An algorithm for predicting the hydrodynamic and mass transfer parameters in agitated reactors", *Chem. Eng. J.*, 114, 9 (2005).