مدل سازي دو فازي راكتوربستر سيال گردشي احتراق زغال‌سنگ با ASPEN PLUS

احمد آذري[۱] و رحمت ستوده قره باغ[*۲]

[۱]دانش آموخته كارشناسي ارشد مهندسي شيمي - پرديس دانشكده هاي فني - دانشگاه تهران

[۲]استاد دانشكده مهندسي شيمي - پرديس دانشكده هاي فني - دانشگاه تهران

(تاريخ دريافت ۸۷/۱۲/۱۸ , تاريخ تصويب ۸۸/۷/۵)

چكيده

در اين مقاله، سوختن زغال سنگ در بالابر يك بستر سيال گردشي، با در نظر گرفتن هيدروديناميک جريان‌هاي حباب و امولسيون در بستر، به طور جداگانه با نرم‌افزار ASPEN PLUS ، شبيه سازي شده است و نتايج حاصل از آن با نتايج تجربي، مقايسه شده است. با توجه به پديده‌هاي فيزيكي و شيميايي درگير در فرآيند، دو زيرمدل سينتيكي و هيدروديناميكي بر اساس تئوري دو فازي، براي بستر، در نظر گرفته شده است. سينتيک واكنش‌هاي مختلف از مقالات متعددي استخراج شده است. در مدل ارايه شده بستر سيال شده به چندين بخش تقسيم شده و با توجه به رژيم جريان در هر بخش، از يک يا مجموعه اي از راكتورهاي ايده‌آل به طور مناسب براي مدل كردن جريان، استفاده شده است. رفتار بستر، به وسيله اندازه‌گيري غلظت اكسيژن در طول بستر، سنجيده مي‌شود. اعتبار مدل ارائه شده به كمک داده‌هاي تجربي، بررسي شده و نتايج حاصل، بيانگر دقت مناسب اين مدل در پيش‌بيني عملكرد راكتور بستر سيال است. نتيجه اين مدل سازي و شبيه سازي مي‌تواند در شبيه سازي فرآيندهايي كه در آن‌ها از بستر سيال استفاده مي‌شود، به كار رود.

واژه های کلیدی: شبيه‌سازي راكتور، بستر سيال‌شده،مدل تانک‌هاي سري، مدل ديناميک دوفازي، سوختن زغال سنگ

مقدمه

در بسياري از فرآيندهاي شيميايي صنعتي، واكنش‌هاي غير همگن نقش عمده‌اي را ايفا مي‌كنند؛ در انجام بسياري از اين واكنش‌ها، هيدروديناميک بستر يا نحوه تماس موثر بين فازهاي شركت كننده در واكنش، از اهميت زيادي برخوردار است. اين واكنش‌ها مي‌توانند واكنش‌هاي كاتاليزوري كه در حضور فاز جامد، صورت مي‌گيرند باشند. روش‌هاي متعددي براي تماس فازها وجود دارد كه از آن جمله مي‌توان به بسترهاي ثابت، بسترهاي جويباري و بسترهاي سيال، اشاره نمود. بسترهاي سيال شده نسبت به ساير روش‌هاي تماس بين فازها داراي مزيت‌هايي مانند كنترل دقيق دما، آساني انجام عمليات انتقال حرارت و انتقال جرم به علت بالا بودن ضرايب آنها در اين نوع بسترها، جلوگيري از تشكيل نقطه داغ و سهولت عمليات احياي كاتاليست هستند. اين مزايا باعث شده است كه استفاده از اين نوع راكتورها در فرآيندهاي مختلف روز به روز گسترش يابد[۱].

بيش از ۵۰ سال است كه از راكتورهاي بستر سيال، در فرآيندهاي كاتاليستي و واكنش هاي گاز-جامد استفاده مي شود. عليرغم تحقيقات بسياري كه در اين سال‌ها بر روي بستر سيال‌هاي كاتاليست انجام شده است، در مورد بسياري از ويژگي‌هاي اين بسترها كه تاثير بسزايي در نحوه عملكرد و رفتار سيستم دارد، به تازگي شروع به تحقيق شده است[۱]. مدل سازي و افزايش مقياس[۱] بسترهاي سيال، يک گلوگاه[۲] قابل توجه در استفاده از بسترهاي سيال در صنايع شيميايي است[۱]. دو پديده فيزيكي و شيميايي به طور همزمان در بسترهاي سيال اتفاق مي‌افتد. پديده فيزيكي متناظر با هيدروديناميک بستر، مانند خواص فازهاي حباب و امولسيون و پديده شيميايي متناظر با تغييرات شيميايي در هر كدام از فازهاي حباب و امولسيون مي‌باشد. به منظور مدل سازي مناسب بستر سيال بايد دو زير مدل كه اين دو پديده را توصيف مي‌كنند، در نظر گرفت: زير مدل هيدروديناميک كه پديده‌هاي فيزيكي را توضيح مي‌دهد و زير مدل واكنش كه واكنش‌هاي شيميايي را كه در بستر اتفاق مي‌افتد، توصيف مي‌كند[۴-۱].

ويس و همكاران (۱۹۸۷) بستر سيالي را به ۱۱ قسمت سري تقسيم نموده كه در هركدام، از يک راكتور به طور كامل آميخته[۳] براي توصيف رفتار فازهاي جامد و

* نويسنده مسئول : تلفن : ۶۱۱۱۲۸۶۵ , فاكس : ۶۶۹۵۷۷۸۴ , Email: sotudeh@ut.ac.ir

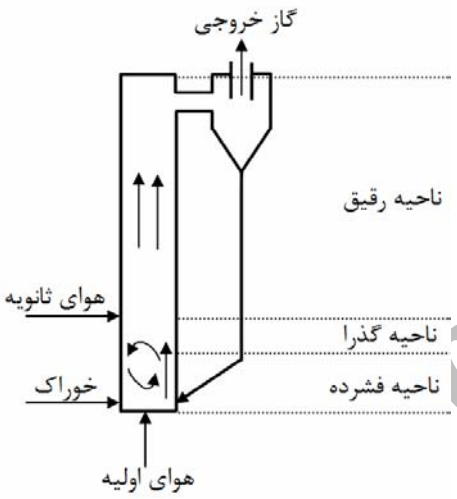
Archive of SID
www.SID.ir

گاز استفاده نموده است [۵]. در مدل پيشنهادي توسط باسو و همكاران (۱۹۸۷) نيز، گاز و جامد در طول راكتور رفتار پلاگ دارند [۶]. آرنا و همكاران (۱۹۹۱) بستر سيال چرخشي را به چهار بخش و هر بخش، متناظر با يک راكتور در نظر گرفته است كه سه بخش آن مربوط به بالابر بستر مي باشد [۲]. ونگ (۱۹۹۱) نيز براي هيدروديناميک بالابر بستر سيال چرخشي، از مدل پوسته و هسته[۴] جهت تخمين پروفايل تخلخل محوري، استفاده كرده است [۷]. ستوده قره باغ و همكاران (۱۹۹۸) محفظه احتراق يک بستر سيال‌شده گردشي سوختن زغال سنگ را با مجموعه اي عظيم از راكتورهاي ايده آل و نوشتن كدهاي برنامه نويسي سينتيكي[۵]، به وسيله نرم‌افزار ASPEN PLUS شبيه‌سازي نموده است [۸]. ستوده قره باغ براي فرارسازي زغال سنگ و سوختن مواد فرار، از راكتورهاي RYield و استوكيومتري و براي سوختن زغال، از راكتور كاملاً آميخته و براي تشكيل اكسيدهاي نيتروژن، از راكتور تعادلي و براي گرفتن دي اكسيد گوگرد، از راكتور استوكيومتري در نرم افزار شبيه ساز، استفاده كرده است [۸]. عليزاده و همكاران (۲۰۰۴) نيز راكتور سيالي پليمريزاسيون را با چندين راكتور، كاملاً درهم شبيه سازي كرده است [۹].

در اين مقاله، سوختن زغال سنگ در يک بستر سيال گردشي با استفاده از نرم افزار Aspen Plus مدل سازي شده است. ويژگي مشخصه اين مدل، نسبت به كارهاي انجام شده قبلي در مورد مدل سازي راكتورهاي بستر سيال اين است كه در اين تحقيق هيدروديناميک، هركدام از فازهاي مختلف موجود در نقاط گوناگون بستر، بوسيله يک راكتور ايده آل متناسب با رژيم جريان آن فاز، مدل شده است؛ در صورتي كه در مقالات گذشته، اين كار مورد بررسي قرار نگرفته است. روش ارائه شده در اين مقاله، كه سهم جداگانه هيدروديناميک فازها را در مدل سازي در نظر مي‌گيرد مي‌تواند در شرايط مختلف عملياتي و رژيم‌هاي هيدروديناميكي مختلف، براي پيش‌بيني عملكرد راكتورهاي غير ايده ال، با اطمينان به كار گرفته شده و با توجه به سادگي روش، مي‌توان در محيط شبيه‌سازها از اين روش بهره جست. در نهايت نتيجه اين شبيه‌سازي مي‌تواند در شبيه سازي فرآيندهاي غير ايده‌آل در شبيه‌سازهاي صنعتي به كار رود.

داده های آزمایشگاهی مورد استفاده[۲]:

بستر سيال گردشي نشان داده شده در شكل (۱) داراي يک بالابر به قطر داخلي ۴۱ ميليمتر و ارتفاع ۶/۱ متر مي‌باشد. هوا و زغال[۶]، از پايين رايزر، وارد بستر شده و گازهاي حاصل از فرآيند، پس از جداسازي در سيكلون بالاي بستر از ستون، خارج شده و مواد جامد به بستر، برگردانده مي‌شوند. ۹۳% از كل هواي ورود به بستر از پايين ستون و ۷% ديگر نيز در ارتفاع ۱/۷۵ متري بالابر، وارد بستر مي‌شود. يک سيكلون (سيكلون اوليه) با بازده متوسط حدود ۹۹% ، جامد را جدا مي‌كند و پس از آن نيز، از سيكلون با بازده بالا براي جداسازي كل جامد باقي مانده در سيستم تعبيه شده است[۲].



شكل۱: شكل شماتيک بستر سيال‌شده گردشي.

خواص زغال مورد استفاده در شبيه‌سازي، در جدول (۱) تا (۳) گزارش شده است. زغال از فرارسازي[۷] زغال سنگ جنوب آفريقا در بستر سيال شده حبابي و در دماي ۸۵۰ درجه سانتي‌گراد به دست مي‌آيد. مقدار كل شن[۸] نيز كه به عنوان ماده خنثي به بستر تزريق مي‌شود، ۲۰ كيلوگرم است.

جدول۱: آناليز نهايی زغال مورد آزمايش[۲].

عناصر	آناليز نهايی (خشک)
كربن	۷۳/۹۸
هيدروژن	۱/۲۲
اكسيژن	۴/۰۸
سولفور	۰/۶۱
نيتروژن	۱/۸۴
خاكستر	۱۸/۲۷

Archive of SID

www.SID.ir

جدول۲: توزيع اندازه ذرات زغال مورد آزمايش (۱-۲ ميليمتر اندازه ظاهری)[۲].

قطر (ميكرومتر)	درصد وزنی
۲۱۰۰-۲۰۰۰	۳/۸۹
۲۰۰۰-۱۴۰۰	۵۰/۳۶
۱۴۰۰-۱۰۰۰	۴۰
۱۰۰۰-۸۵۰	۳/۴۴
۸۵۰-۶۰۰	۲/۳۱

جدول۳:داده هاي مربوط به ذرات زغال[۲].

تخلخل کل		۰/۵
قطر متوسط ذرات (ميلی متر)		۱/۳۹
حفره های کوچک[۹]	قطر(ميكرومتر)	۰/۰۰۴
	تخلخل	۰/۱۱
	سطح ويژه(m^2/m^3)	$۳/۳۲*۱۰^{۸}$
حفره های بزرگ[۱۰]	قطر(ميكرومتر)	۵
	تخلخل	۰/۳۹
	سطح ويژه(m^2/m^3)	$۵*۱۰^{۵}$
حداقل سرعت سيال سازی در دمای $۸۵۰^{o}C$ (m/s)		۰/۰۱۳
سرعت حد در دمای $۸۵۰^{o}C$ (m/s)		۰/۶۶

مدل‌سازی

مدل ارايه شده بر اساس مدل تانک‌هاي سري، سوختن زغال را در بالابر بستر سيال‌شده گردشي، توصيف مي‌كند. در اين مدل، براي بستر سيال، دو زير مدل هيدروديناميكي و سينتيكي در نظر گرفته شده است، كه در زير مدل هيدروديناميكي پديده‌هاي فيزيكي و در زير مدل سينتيكي پديده‌هاي شيميايي حاكم بر فرآيند، بررسي مي‌شود. براي تشريح رفتار هيدروديناميك بستر شكل (۱)، مي‌توان بالابر راكتور بستر سيال شده را به چندين بخش تقسيم نمود. در قسمت پايين بالابر دو ناحيه فشرده و گذرا وجود دارد[۲]، كه در اين نواحي بستر، شامل فازهاي حباب و امولسيون است. بنابراين از راكتور ايده‌آل پلاگ و راكتور كاملاً درهم به ترتيب براي مدل سازي رفتار فاز حباب و فاز امولسيون به طور جداگانه بر طبق مدل ديناميک دو فازي استفاده شده است. شكل (۲) مدل سازي راكتور سيال گردشي را با استفاده از مجموعه راكتورهاي ايده آل، نشان مي‌دهد.

ناحيه بالاي بالابر (ناحيه رقيق)، خود، شامل سه بخش است[۱۰]، با اين تفاوت كه در اين سه بخش حباب در بستر وجود ندارد. در بخش پايين ناحيه رقيق مقدار غلظت محوري ذرات جامد، بسيار بالا بوده و اين مقدار با افزايش ارتفاع، كاهش مي‌يابد. ذرات جامد، در اين قسمت كه به ناحيه شتاب‌گيري[۱۱] موسوم است[۱۱]، با جريان سريع گاز، شتاب مي‌گيرند و بنابراين، اين بخش از بالابر با يک راكتور كاملاً درهم، مدل شده است. ناحيه بعد از ناحيه شتاب‌گيري، ناحيه كاملاً توسعه يافته[۱۲] است كه پارامترهاي هيدروديناميكي در اين ناحيه نسبت به ارتفاع، ثابت است و مدل پوسته و هسته در اين قسمت حاكم بوده[۱۱و۱۰] و در نتيجه، از دو راكتور موازي پلاگ، براي مدل سازي پوسته و هسته، در اين بخش استفاده شده است. در مدل پوسته و هسته، ذرات درون هسته به سمت بالا حركت مي كنند و در درون پوسته، به سمت پائين در حركت هستند[۱۲]. جريان سيال با كاهش شتاب[۱۳] از بستر خارج مي‌شود، كه براي مدل سازي اين بخش از رايزر، از يک راكتور كاملاً درهم استفاده شده است[۱۱]. و درنهايت، يک راكتور كاملاً درهم براي مدل سازي سيكلون در نظر گرفته شده است. شكل (۲)، مدلسازي اين مدل را به خوبي نشان مي‌دهد.

فرضيات مدل، به شرح زير است:

۱- در ستون گردش مجدد، عمليات سوختن اتفاق نمي افتد و تحت شرايط خنثي قرار دارد.

۲- بستر سيال شده در حالت پايا و در دماي ۸۵۰ درجه سانتي‌گراد و در فشار ثابت ۱ اتمسفر كار مي‌كند[۲]. در نتيجه، پارامترهاي هيدروديناميكي بستر، خواص فيزيكي اجزاء و ثابت‌هاي سرعت واكنش‌ها در تمام بستر، ثابت در نظر گرفته مي‌شوند.

۳- حباب‌ها بلافاصله بعد از خروج از توزيع كننده، به اندازه تعادلي خود مي‌رسند. بنابراين، قطر حباب در نواحي پايين بالابر، ثابت در نظر گرفته مي‌شود.

۴- بر اساس هيدروديناميک بستر، بالابر به پنج بخش تقسيم شده است. يک ناحيه فشرده در پايين بستر به ارتفاع ۱/۲ متر و يک ناحيه گذرا در قسمت مياني بستر به ارتفاع ۰/۵۵ متر و در نهايت، يک ناحيه رقيق در بالاي بستر به ارتفاع ۴/۳۵ متر كه ميزان جامد در اين ناحيه، به طور سيگموييدي، كاهش مي‌يابد[۲]. ناحيه رقيق نيز، خود به سه ناحيه شتاب‌گيري، كاملاً توسعه يافته و ناحيه كاهش شتاب، تقسيم مي‌شود[۱۱]. جامد، در طول بالابر از يک ناحيه به ناحيه ديگر به سمت بالا حركت

Archive of SID
www.SID.ir

مي‌كند. سيكلون نيز خود، مانند يک راكتور كاملاً درهم عمل مي كند.

۵- فاز حباب و امولسيون براي بخش‌هاي تقسيم شده ناحيه پايين بالابر بستر، به ترتيب به صورت پلاگ و كاملاً درهم در نظر گرفته مي‌شود. بنابراين، بر اساس مدل ديناميک دوفازي، براي هر بخش در قسمت پايين بالابر بستر، يک راكتور پلاگ براي فاز حباب و يک راكتور كاملاً آميخته براي فاز امولسيون، در نظر گرفته مي‌شود.

۶- خاكستر، در داخل سيستم تجمع پيدا مي‌كند ولي با توجه به مقدار ناچيز آن در مقايسه با شن موجود در بستر و كوتاه بودن زمان فرآيند، قابل صرف‌نظر است[۲].

۷- هركدام از دو ناحيه هيدروديناميكي پايين بالابر متناظر با دو راكتور پلاگ و كاملاً آميخته هستند كه به طور موازي با هم، واكنش فازهاي حباب و امولسيون را انجام مي‌دهند. شكل (۲) اين پديده را به خوبي نشان مي‌دهد.

۸- ناحيه رقيق بالابر، با توجه به پديده هيدروديناميک، متناظر با مجموع راكتورهاي ايده‌آل نشان داده در شكل (۲) است.

۹- براي محاسبه درصد هواي اضافي ورود به سيستم، فرض مي‌شود كه كربن زغال به طور كامل، به دي اكسيد كربن واكنش مي‌دهد[۲].

فرض مي شود واكنش هاي زير [۱۳و۲] در هر دو فاز حباب و فاز امولسيون، در تمام بخش‌هاي بالابر انجام مي‌شوند.

$$C+O_2 \rightarrow CO_2$$

$$q_{O2}=89900\exp(-E_1/RT)[O_2]^{0.89}$$

$$E_1=28741 \quad kcal/kmol \qquad (1)$$

$$C+H_2O \rightarrow CO+H_2 \qquad (2)$$

$$q_{H2O}=2/62*10^{8}\exp(-237000/T)(P_{H2O})^{0.57}$$

$$H_2+0/5\ O_2 \rightarrow H_2O$$

$$r_{H2}=1/63*10^{9}T^{1/5}\exp(-3420/T)[H_2]^{1/5}[O_2] \qquad (3)$$

$$2C+O_2 \rightarrow 2CO$$

$$r_{O2}=535/3\exp(-E_2/RT)[O_2]$$

$$E_2=149452 \ kj/kmol \qquad (4)$$

$$C+CO_2 \rightarrow 2CO$$

$$r_{CO2}=63/714\exp(-E_3/RT)[CO_2]$$

$$E_3=175092/84 \ kcal/kmol \qquad (5)$$

$$CO+H_2O \rightarrow H_2+CO_2$$

$$r_{CO}=0/03\exp(-7249/T)[CO][H_2O] \qquad (6)$$

۱۰- روابط هيدروديناميكي حاكم بر شرايط بستر، كه بر اساس مدل ديناميك دو فازي بدست آمده‌اند (جدول (۴))، براي محاسبه حجم راكتورها در هر بخش و همچنين محاسبه ميزان جريان گاز و جامد موجود در راكتورهاي هر بخش، از مراجع مختلف، جمع‌آوري شده‌اند.

جدول۴: روابط هيدروديناميكي استفاده شده در مدل سازي.

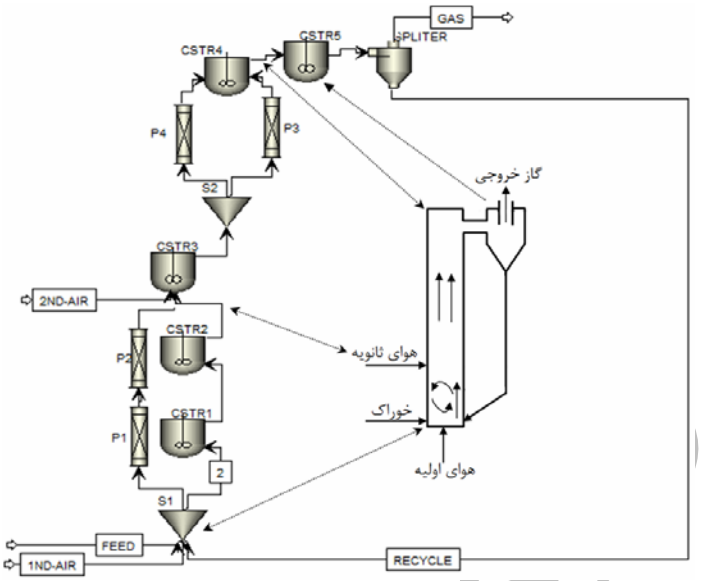
فرمول	مرجع
$U_b=U_o-U_e+U_{br}$	[۱۴]
$U_{br}=0/711(gd_b)^{0.5}$	[۱۴]
$d_b=d_{bm}-(d_{bm}-d_{bo})\exp(-0/3H/D)$	[۱۵]
$d_{bm}=1/64[A(U_o-U_{mf})]^{0.4}$	[۱۶]
$d_{bo}=1/38[A(U_o-U_{mf})/N_{or}]/g^{0.2}$	[۱۶]
$\delta_e=0/534[1-\exp(-(U_o-U_{mf})/0/413)]$	[۱۷]
$\varepsilon_e=\varepsilon_{mf}+0/2-0/059\exp(-(U_o-U_{mf})/0/429)$	[۱۷]
$\varepsilon_b=1-0/146\exp(-(U_o-U_{mf})/4/439)$	[۱۷]
$V_i=L_i*A$	[۱]
$V_{bi}=V_i\,\delta$	[۱]
$V_{ei}=V_i(1-\delta)$	[۱]
$V_{PFRi}=V_{bi}\,\varepsilon_b$	[۱]
$V_{CSTRi}=V_{ei}\,\varepsilon_e$	[۱]
$V_{sb}=(1-\varepsilon_b)\,V_{bi}$	[۱۴]
$V_{se}=(1-\varepsilon_e)\,V_{ei}$	[۱۴]
$\frac{\delta}{D}=0/5\left[1-1/\sqrt{1+1.1Fr_D(\frac{G_s}{\rho_p U_g})^{-0.84Fr_D}}\right]$	[۱۸]
$\frac{\delta}{D}=0/55\,\mathrm{Re}_D^{-0.22}(H/D)^{0.21}(\frac{H-Z}{H})^{0.73}$	[۱۸]

بحث و نتايج

براي شبيه سازي رفتار راكتور با استفاده از معادلات ارائه شده در قسمت مدل سازي، تركيب مناسبي از راكتورهاي ايده‌آل پلاگ و كاملاً آميخته موجود در نرم افزار ASPEN PLUS استفاده شده است. همان‌طور كه در شكل (۳) نشان داده شده است، حجم راكتورهاي ايده‌آل موجود در هر بخش و همچنين سهم خوراك ورودي به هر يك از راكتورها با بهره‌گيري از معادلات حاكم بر روابط هيدروديناميكي مشخص مي شود و پس از آن، با استفاده از واكنش‌هاي تعريف شده، محاسبات سينتيكي انجام شده

Archive of SID

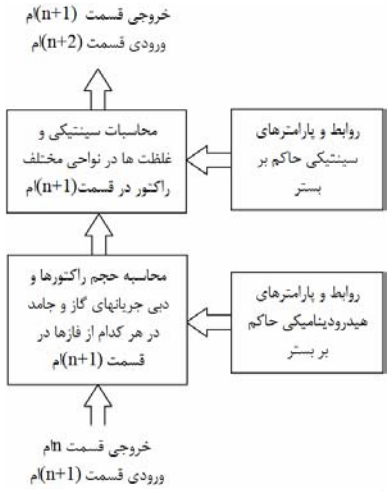
www.SID.ir



شکل ۲: مدل ارائه شده براي بستر سيال گردشي.

و غلظت‌هاي تمامي اجزاء، محاسبه مي‌شوند. خروجي راکتورهاي ايده‌آل در هر بخش پايين بالابر، ابتدا با هم مخلوط شده و پس از آن، ورودي بخش بعدي بالابر را تشکيل مي‌دهند. تمامي محاسبات، با استفاده از شبيه‌ساز ASPEN PLUS و استفاده از نوشتن کدهای برنامه نویسی سینتیکی، انجام شده است.

در نهايت، مجموعه‌اي از راکتورهاي کاملاً آميخته و پلاگ، مطابق شکل (۲) به صورت ترکيب سري و موازي براي واکنش هاي سوختن زغال براي شبيه سازي بخش‌هاي مختلف راکتور سيال گردشي استفاده شده است.



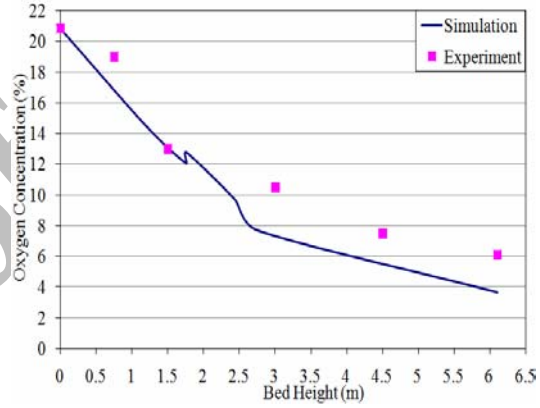
شکل ۳: الگوريتم محاسبات سينتيکي و هيدروديناميکي براي هر بخش بالابر.

شکل‌هاي (۴) تا (۸)، نتايج حاصل از شبيه سازي را براي فلاکس‌هاي مختلف زغال در ميزان متفاوت درصد هواي اضافي در ورود به راکتور، نشان مي‌دهد. شکست موجود در نمودارها در ارتفاع ۱/۷۵ متري بستر، ميزان افزايش غلظت اکسيژن با تزريق هواي ثانويه به راکتور را نشان مي دهد. با مقايسه شکل هاي (۵) و (۶) در يک جريان مشخص (۱۳۵ kg/m^2s) از زغال ورودي به راکتور، واضح است که با افزايش درصد هواي اضافي از ۲۷/۴% در شکل (۶) به ۴۲/۱% در شکل (۵)، ميزان خطاي نسبي غلظت اکسيژن خروجي از راکتور (داده هاي شبيه سازي نسبت به داده هاي آزمايشگاهي) از ۲۸% به ۱۷% کاهش يافته است و اين، بيانگر افزايش بازدهي سوختن کربن و يا افزايش درصد تبديل، با افزايش هواي ورودي است. مبناي محاسبه خطاي نسبي، داده هاي تجربي مي باشد.

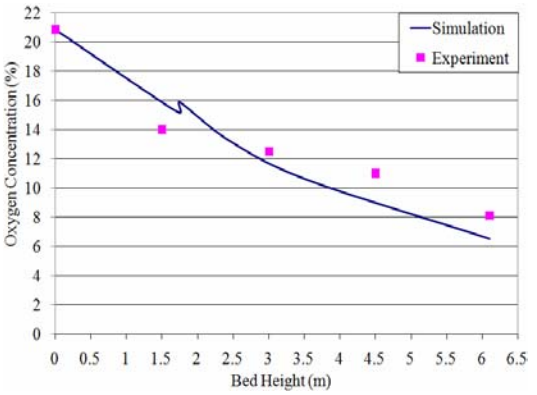
همچنين با افزايش ميزان جريان جرمي زغال در ورود به راکتور نيز خطاي نسبي غلظت اکسيژن خروجي از راکتور، کاهش يافته است به طوري که خطا از ۲۹% در شکل (۴) به ۱۲% در شکل (۸) رسيده است. پس با افزايش درصد هواي اضافي و همچنين افزايش ميزان جريان جرمي زغال مدل ارائه شده مدلي نسبتاً قابل قبول است. در شکل (۹) مقادير داده‌هاي غلظت اکسيژن نرمال شده خروجي از بستر، به وسيله مدل شبيه‌سازي شده برحسب داده‌هاي تجربي درصد اکسيژن خروجي از بستر،

Archive of SID
www.SID.ir

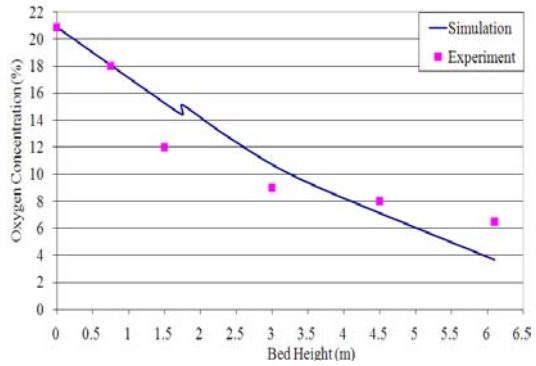
رسم شده‌اند. همان‌طوري كه از روي نمودار، قابل ملاحظه مي‌باشد، غلظت اكسيژن خروجي از بستر، داراي خطاي نسبي متوسط ۲۳% (خطاي داده‌هاي شبيه‌سازي نسبت به داده‌هاي تجربي) است. هميشه مقادير پيش بيني شده، كمتر از مقادير داده هاي تجربي هستند، اين مسئله مي تواند به اين دليل باشد كه فرض مي شود تمامي واكنش هاي ممكن در هر دو فاز حباب و امولسيون، در تمامي قسمت هاي بالابر انجام مي شود (فرض ۱۰) و در نتيجه، باعث كاهش غلظت اكسيژن خروجي از بستر مي شود. چون در عمل، ممكن است تعدادي از اين واكنش ها در برخي از قسمت هاي بستر، ضعيف تر عمل كند.



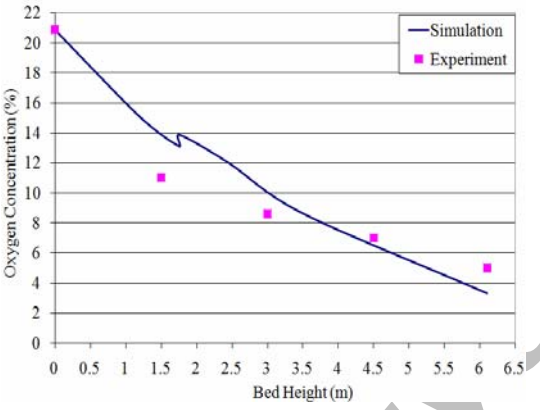
شكل۴:غلظت اكسيژن در طول بستر براي ۲۵/۸% هواي اضافي و خوراک زغال با فلاكس kg/m^2s ۹۰ و ضريب همبستگي پيرسون ۰/۹۸۸۴.



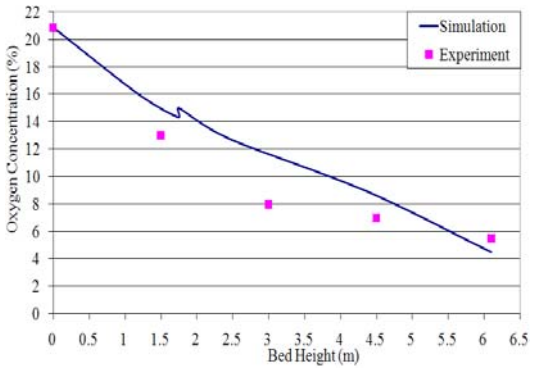
شكل۵:غلظت اكسيژن در طول بستر براى ۴۲/۱٪ هواى اضافى و خوراک زغال با فلاكس kg/m^2s ۱۳۵ و ضريب همبستگى پيرسون ۰/۹۶۹۹.



شكل۶:غلظت اكسيژن در طول بستر براي ۲۷/۴% هواي اضافي و خوراک زغال با فلاكس kg/m^2s ۱۳۵ و ضريب همبستگي پيرسون ۰/۹۵۰۴.



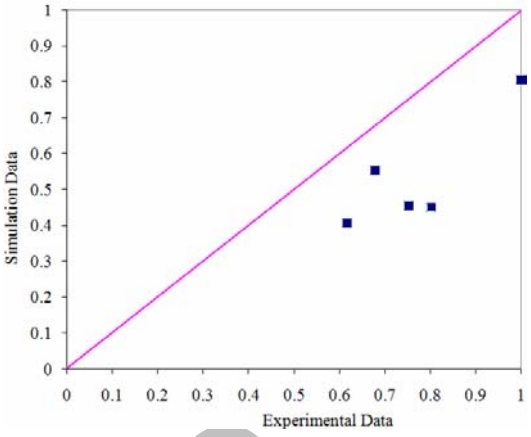
شكل۷ :غلظت اكسيژن در طول بستر براي ۱۳/۴% هواي اضافي و خوراک زغال با فلاكس kg/m^2s ۱۴۰ و ضريب همبستگي پيرسون ۰/۹۸۱۵.



شكل۸: غلظت اكسيژن در طول بستر براي ۲۰/۲% هواي اضافي و خوراک زغال با فلاكس kg/m^2s ۱۹۵ و ضريب همبستگي پيرسون ۰/۹۵۳۲.

Archive of SID

www.SID.ir



شكل۹:غلظت اكسيژن نرمال شده در خروجي راكتور (داده‌هاي شبيه‌سازي‌شده بر حسب داده‌هاي تجربي).

نتيجه‌گيري

در اين مقاله، راكتور بستر سيال فرآيند احتراق زغال سنگ، با استفاده از راكتورهاي ايده‌آل موجود در شبيه ساز ASPEN PLUS، مدل سازي شده است. هدف از اين كار، شبيه سازي يك راكتور غير ايده آل در مجموعه ي يك فرآيند پيچيده، با امكانات داخلي يك شبيه ساز بوده است. بالابر بستر سيال، با توجه به نوع رژيم جريان سيال در آن به پنج بخش تقسيم شده است. اعتبار مدل ارائه شده با نرم‌افزار ASPEN PLUS به كمك داده‌هاي تجربي بررسي شده و نتايج حاصل، بيانگر دقت مناسب اين مدل در پيش‌بيني عملكرد راكتور بستر سيال است. روش ارائه شده در اين مقاله كه سهم جداگانه هيدروديناميك فازها را در مدل سازي در نظر مي‌گيرد، مي‌تواند در شرايط مختلف، عملياتي و رژيم‌هاي هيدروديناميكي مختلف براي پيش‌بيني عملكرد راكتورهاي غير ايده ال، با اطمينان به كار گرفته شده و با توجه به سادگي روش، مي‌توان در محيط شبيه‌سازها از اين روش، بهره جست. در نهايت نتيجه اين شبيه‌سازي مي‌تواند در شبيه سازي فرآيندهاي غير ايده‌آل در شبيه‌سازهاي صنعتي به كار رود.

فهرست علائم

A : سطح مقطع، (m^2)

d_b : قطر متوسط حباب، (m)

d_{bo} : قطر اوليه حباب، (m)

d_{bm} :حداكثر قطرحباب، (m)

D : قطر بستر، (m)

Fr_D : عدد فرود برحسب قطر بستر $Ug/(Dg)^{0.5}$

L_i : طول رايزر بستر، (m)

g : شتاب جاذبه، (m/s^2)

G_s : فلاكس جرمي كل جامد (Kg/m^2S)

H : ارتفاع بستر، (m)

N_{or}: تعداد اريفيس ها در واحد سطح،

n : شماره بخش رايزر

r : سرعت واكنش، ($Kmol/m^3$ s)

Re_D : عدد رينولدز بر حسب قطر بستر

q : سرعت واكنش، ($Kmol/m^2$ s)

U_b : سرعت حباب، (m/s)

U_{br} : سرعت صعود حباب، (m/s)

U_e : سرعت امولسيون، (m/s)

U_g : سرعت ظاهری گاز در رايزر، (m/s)

U_0 : سرعت اوليه، (m/s)

U_{mf} : حداقل سرعت سياليت، (m/s)

U_{br} : سرعت صعود حباب، (m/s)

V_{bi} : حجم فاز حباب در هر بخش ، (m^3)

V_{CSTRi} : حجم CSTR در هر بخش ، (m^3)

V_{PFRi} : حجم PFR در هر بخش ، (m^3)

V_{ei} : حجم فاز امولسيون در هر بخش، (m^3)

V_i : حجم هر بخش، (m^3)

V_{se} : حجم جامد در فاز امولسيون، (m^3)

V_{sb} : حجم جامد در فاز حباب ، (m^3)

Z : متغيير ارتفاع در رايزر (m)

ε_b : تخلخل فاز حباب برای ذرات Geldart B،

ε_e : تخلخل فاز امولسيون برای ذرات Geldart B

ε_{mf} : تخلخل بستر در حالت حداقل سياليت،

ρ_p : دانسيته ذرات (kg/m^3)

δ_e : جزء حباب- امولسيون برای Geldart B

δ : ضخامت لايه پوسته(m)

b : فاز حباب

e : فاز امولسيون

i : شماره بخش رايزر

Archive of SID

www.SID.ir

مراجع

1 - Jafari, R., Sotudeh Gharebagh, R. and Mostoufi, N. (2004). "Modular simulation of fluidized bed reactors." *Chem. Eng. Technol*., Vol. 27, No. 2, PP. 123-129.

2 - Arena U., Malandrino, A. and Massimilla, L. (1991). "Modeling of circulating fluidized bed combustion of char." *Chem. Eng. J.*, Canada, Vol. 69, PP. 860-867.

3 - Sarvar Amini, A., Sotudeh Gharebagh, R., Bashiri, H., Mostoufi, N. and Haghtalab, A. (2007). "Sequential simulation of a fluidized bed membrane reactor for the steam methane reforming using ASPEN PLUS." *Energy & Fuels*, Vol. 21, PP. 3593-3598.

4 - Sotudeh Gharebagh, R. and Mostoufi, N. (2003). "Simulation of a catalytic turbulent fluidized bed reactor using the sequential modular approach*." Fuel Processing Technol*., Vol. 85, PP. 189-200.

5 - Weiss V., Fert, F. N., Helmerich, H. and Janssen, K. (1987). "Mathematical modeling of circulating fluidized bed reactors by reference to solid decomposition reaction and coal combustion." *Chem. Eng. Prog*., Vol. 22, PP. 79.

6 - Basu, P., Sett, A. and Gbordzoe, E. A. M. (1987). "A simplified model for combustion of carbon in circulating fluidized bed combustor." *In FBC Comes Of Age, (Ed.: J. P. Mustonen), ASME*, New York.

7 - Wong, R. (1991). *Modeling the Hydrodynamic of Ccirculating Fluidized Bed Riser*, M. A. Sc Thesis, University of Calgary, Canada.

8 - Sotudeh Gharebagh, R., Legros, R., Chaouki, J. and Paris, J. (1998). "Simulation of circulating fluidized bed reactors using ASPEN PLUS." *Fuel*, Vol. 77, PP. 327.

9 - Alizadeh M., Mostoufi, N., Pourmahdian, S. and Sotudeh Gharebagh, R. (2004). "Modeling of fluidized bed reactor of ethylene polymerization." *Chem. Eng. J.*, Vol. 97, PP. 27.

10 - Jennen, T., Hiller, R., Koneke, D. and Weinspach, P. M. (1999). "Modeling of gasification of wood in circulating Fluidized Bed." *Chem. Eng. Technol.,* Vol. 22 PP. 10.

11 - Khalighi, Y. (2007). "Modeling of the circulating fluidized bed in the deceleration zone of the riser." *MSc Thesis of Chemical Engineering, Faculty of Engineering*, University of Tehran.

12 - Gungor, A. and Eskin, N. (2007). "Hydrodynamic modeling of a circulating fluidized bed." *Power Technol.* Vol. 172 PP. 1-13.

13 - Kaushal, P., Proll, T. and Hofbauer, H. (2007). "Model development and validation: co-combustion of residual char, gases and volatile fuels in the fast fluidized combustion chamber of a dual fluidized bed biomass gasifier." *Fuel*, Vol. 86, PP. 2687-2695.

14 - Kunni, D. and Levenespiel, O. (1991). *Fluidization engineering*. 2nd ed.; Butterworth-Heinemman: Boston, MA.

15 - Mori S. and Wen, C. Y. (1975). "Estimation of bubble diameter in gaseous fluidized beds." *AIChe J*., Vol. 21, PP. 109-115.

16 - Miwa, K., Mori, S., Kato, T. andMuchi, I. (1972). "Behaviour of bubbles in gaseous fluidized beds." *Chem. Eng. J.* Vol. 12, PP. 187-194.

17 - Cui H.P., Mostoufi, N. and Chaouki, J. (2000). "Characterization of dynamic gas solid distribution in the fluidized beds." *Chem. Eng. J.*, Vol. 79, PP. 135-143.

18 - Kim, S. W., Kirbas, G. Bi, H. Jim Lim, C. and Grace, J. R. (2004). "Flow structure and thickness of annular down flow layer in a circulating fluidized bed riser." *Power Technol*. Vol. 142, PP. 48– 58.

Archive of SID

www.SID.ir

واژه‌های انگلیسی به ترتیب استفاده در متن

1- Scale-up
2- Obstacle
3- CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor)
4- Core-Annulus Flow Structure
5- User-Written Kinetic Subroutine
6- Char
7- De-Volatizing
8- Sand
9- Micro-Pores
10- Macro-Pores
11- Acceleration Zone
12-Fully Developed Zone
13- Deceleration Zone

Archive of SID

www.SID.ir