

دینامیک فرایندهای استخراج با حلال

نوشته :

مرتضی سهرابی

ظاهره کاغذچی

استادیاران دانشکده صنعتی (پلی تکنیک تهران) انستیتو مهندسی شیمی و پتروشیمی

چکیده :

اطلاع از دینامیک فرایندهای مهندسی شیمی بطور کلی در دو مورد لازمست :

- ۱- راه اندازی سیستم ها : در این مسائل مدت زمانی که یک فرایند خاص از حالت ابتدائی بحالت مداوم و پایدار میرسد مورد نظر است.
- ۲- کنترل فرایندها : در این مورد آشنائی با واکنش متغیرهای سیستم در مقابل تغییرات جریانهای ورودی لازم میباشد. در مقاله زیر بحث کوتاهی درباره دینامیک فرایندهای استخراج با حلال بعمل میآوریم و سپس مشخصات دینامیکی یک Mixer - settler را بطور ساده از نظر تئوری و تجربی مورد مطالعه قرار میدهیم و بعلاوه تحقیقاتی را که تا بحال در این زمینه انجام گرفته بررسی نموده و نکات مهم آنها را باز میگوئیم.

موارد استعمال اطلاعات دینامیکی فرایندها در مهندسی شیمی

فرایندها (Processes) و روشهای معمول در مهندسی شیمی مثل تقطیر تبخیر ، استخراج با حلال و غیره اغلب بعد از رسیدن بحالت مداوم و پایدار (Steady State) مورد بررسی قرار میگیرند. یعنی هنگامیکه متغیرهای داده شده به سیستم ($\theta_{i1}, \theta_{i2}, \dots$) و متغیرهای نظیر حاصل از سیستم ($\theta_{o1}, \theta_{o2}, \dots$) مستقل از زمان هستند. مشخصات دینامیکی یک فرایند برعکس حالت قبل شامل روابط بین متغیرهای داده شده به سیستم که تابع زمان میباشند $\theta_{i1}(t), \theta_{i2}(t), \dots$ و متغیرهای حاصل از سیستم که آنها نیز

بزمان بستگی دارند $\theta_{o1}(t)$, $\theta_{o2}(t)$, ... بعنوان مثال ، غلظت اجسام در واحدهای یکدستگاه استخراج در اثر یک تغییر ناگهانی در غلظت مواد ورودی چگونه تغییر می نماید؟

مشخصات غیر مداوم (Unsteady State) فرایندها در دو حالت مورد استعمال دارند :

۱- راه الدازی دستگاهها : در این مسائل دانستن میزان زمانی (Rate) که یک تغییر مورد

نظر از یک وضع ابتدائی با آن میزان بسمت حالت تعادل میرود بسیار مهم است .

۲- کنترل : در کنترل یک سیستم بصورت مدار باز (Open loop) اطلاعاتی در مورد واکنش

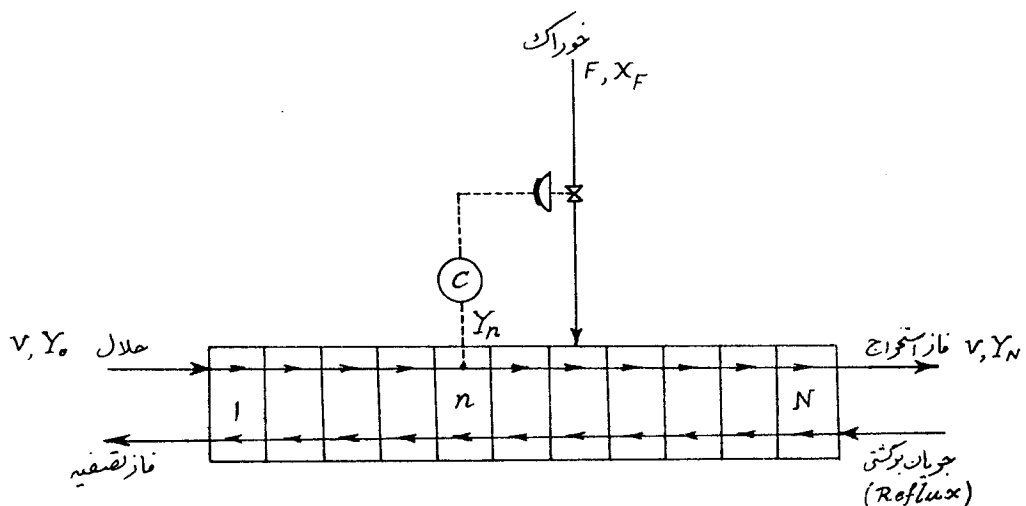
(Response) متغیرهای مورد نظر سیستم در مقابل تغییرات جریانهای ورودی ، مثلاً تغییر عمده در

غلظت خوراک و یا اعمال تصحیح کننده (Corrective Actions) دیگر که در کنترل فرایندهای شیمیائی

پیش می آید مورد نیاز است .

یک مثال جالب در کنترل فرایند استخراج با حلال بوسیله دستگاه مخلوط کننده - جدا کننده

(Mixer - Settler) در شکل ۱ نشان داده شده است :



شکل ۱

میخواهیم علیرغم تغییرات ممکنه در غلظت خوراک دستگاه ، (X_F) ، و شدت جریان حلال ،

(V) ، با تنظیم شدت جریان خوراک ، (F) ، بار حلال (Sdvent loading) ، (y_n) ، یک واحد معین

را ثابت نگاه داریم . دیاگرام کنترل مربوط در شکل ۲ نشان داده شده است .

دیده میشود که علاوه بر مشخصات دینامیکی کنترل کننده که توسط تابع انتقالی (Transfer Function)

G_C داده میشود و توابع انتقالی واحد اندازه گیری ، G_m ، و شیر ، G_v ، دانستن تابع انتقالی

مربوط به واکنش غلظت جسم استخراج شده در حلال ، y_n ، در اثر تغییر شدت جریان خوراک F (وقتی

سایر متغیرها ثابت فرض شوند)، G_{Pr} تابع انتقالی مربوط به X_F و y_n (غلظت خوراک) و G_{Pp} تابع انتقالی مربوط به V و y_n نیز لازم است.

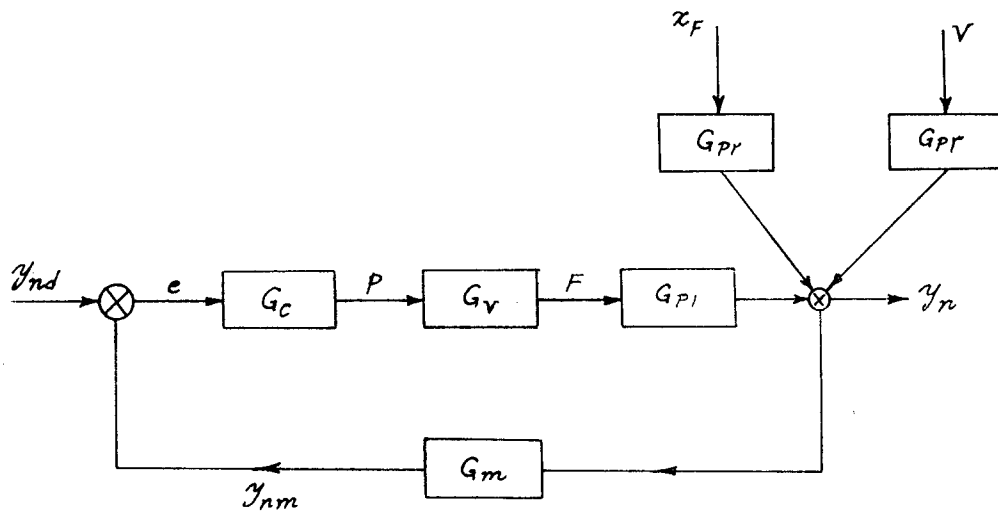
با استفاده از روشهای معمولی در محاسبات کنترل فرایندها بسادگی دیده میشود که در عمل فوق

واکنش y_n در اثر تغییرات X_F و V و مقدار مطلوب $(y_{nd})y_n$ بوسیله روابط کلی زیر داده میشود:

$$\frac{\overline{y_n}(s)}{\overline{X_F}(s)} = \frac{G_{Pr}}{1 + G_C G_V G_{P1} G_m} \quad (1)$$

$$\frac{\overline{y_n}(s)}{\overline{V}(s)} = \frac{G_{Pp}}{1 + G_C G_V G_{P1} G_m} \quad (2)$$

$$\frac{\overline{y_n}(s)}{\overline{y_{nd}}(s)} = \frac{G_C G_V G_{P1}}{1 + G_C G_V G_{P1} G_m} \quad (3)$$



شکل ۲

در تایید مطالب مذکور در قبل بخوبی روشن است که برای تبدیل معادلات فوق و بدست آوردن واکنش y_n نسبت به تغییرات X_F ، V و y_{nd} در حالیکه G_C ، G_V و G_m معلوم هستند، دانستن خواص دینامیکی فرایند مورد نظر که توسط توابع انتقالی G_{P1} و G_{Pr} و G_{Pp} داده شده نیز لازمست. پس از آن محاسبه پارامترهای کنترل کننده میسر خواهد بود. همچنین اگر بتوان توابع انتقالی را از راه تئوری مشخص نمود، میتوان اثرات عوامل مهم در طرح سیستمهای مهندسی شیمی را روی G_{P1} ، G_{Pr} و G_{Pp} امتحان کرده و در نتیجه کنترل پذیری سیستم مورد مطالعه را روشن ساخت.

مطالعهٔ خواص دینامیکی فرایندها

اطلاعات مربوط به خواص دینامیکی فرایندها به دو طریق حاصل میشوند :

الف : راه تئوری - از این طریق اطلاعات مورد نیاز با در نظر گرفتن معادلاتی که خواص دینامیکی سیستم را مشخص می نمایند بدست می آیند .

ب : راه تجربی - در این طریق تغییرات یا اختلالات معلومی در جریانهای ورودی به سیستم ایجاد کرده و واکنشهای متغیرهای مورد نظر سیستم را مورد بررسی قرار میدهند . این اختلالات را بچند نوع میتوان تولید نمود :

۱- تغییر پلکانی (Step Change)

۲- ضربه (Impulse)

۳- علائم سینوسی (تحلیل و کنشهای حاصل از فرکانس امواج سینوسی شکل (Sinusoidal signals))

۴- روش PRBS (Pseudo Random Binary Signal)

۵- ایجاد پارازیت غیر منظم (Inherent Random Noise)

نتایج حاصل از هر یک از این روشها مشخصات سیستم را بدست میدهد ، البته از نتیجه کار برد هر روش میتوان واکنش حاصل از روش دیگر را بدست آورد مثلاً واکنش حاصل از تغییر پلکانی را ممکنست از واکنش علائم سینوسی محاسبه کرد و بالعکس .

نتایج تجربی بدست آمده را با استفاده از روشهای ترسیمی مستقیماً در مطالعه کنترل سیستم مورد نظر بکار می برند . برعکس در بعضی موارد ممکنست شکل جبری و تحلیلی توابع انتقالی را بدست آورد ، البته در بیشتر مواقع این توابع تقریبی هستند ولی میتوان از آنها در تحلیل سیستم کنترل مدار بسته (Closed loop control system) استفاده نمود .

مشخصات سادهٔ دینامیکی فرایندهای استخراج باحلال

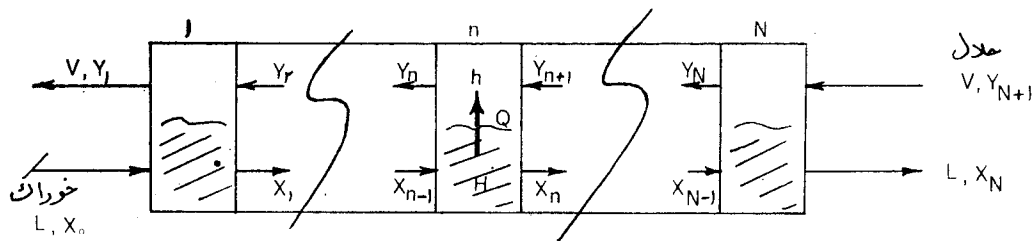
برای بحث دربارهٔ مشخصات دینامیکی روشهای استخراج با حلال ، ابتداء دینامیک یک دستگاه مخلوط کننده جدا کننده (Mixer—Settler) را از نظر تئوری و تجربی مورد مطالعه قرار میدهیم .

۱- تئوری دینامیک (Mixer—Settler) - دستگاهی مطابق شکل ۳ در نظر گرفته و فرض میکنیم که در هر واحد دستگاه دو فاز موجود کاملاً مخلوط شده و با یکدیگر در حال تعادل باشند . میخواهیم واکنش غلظت جسم قابل استخراج را در هر واحد در مقابل یک تغییر پلکانی در غلظت خوراک دستگاه محاسبه نمائیم .

ابتداءً بیلان مواد را برای فاز سنگین در واحد n ام در نظر می گیریم :

$$L(X_{n-1} - X_n) - Q = H \frac{dX_n}{dt} \quad (4)$$

در رابطه (4)، L شدت جریان فاز سنگین، X غلظت جسم قابل استخراج، H نسبت حجم فاز سنگین به حجم کل واحد n ام و Q مقدار جسم قابل استخراج که در واحد n ام توسط حلال گرفته میشود است.



شکل ۳

به همین ترتیب برای فاز حلال نیز میتوانیم رابطه زیر را برقرار سازیم :

$$V(Y_{n+1} - Y_n) + Q = h \frac{dY_n}{dt} \quad (5)$$

در صورتیکه معادله تعادل جسم قابل استخراج را بین دو فاز بشکل خطی فرض نمائیم :

$$Y = \alpha X \quad (6)$$

و نیز مقادیر V و V ، H و h را ثابت تصور کنیم از ادغام معادلات 5 و 6 نتیجه میشود :

$$Y_{n-1} - Y_n(1 + \mu) + \mu Y_{n+1} = \frac{dY_n}{dT} \quad (7)$$

در رابطه (7) :

$$\begin{cases} \mu = \alpha V/L \\ T = tL/(H + \alpha h) \end{cases} \quad (8)$$

رابطه (7) یک معادله «دیفرانسیل تفاوتی» (Difference differential equation) و بصورتی است

که غالباً در محاسبات دینامیک دستگاه‌های متشکل از چند واحد مجزا حاصل میشود.

در صورتیکه Mixer-Settler را بحال تعادل فرض نمائیم تنها میتوانیم تغییرات کوچکی را

در حول حالت تعادل در نظر بگیریم. باین ترتیب میتوانیم بنویسیم :

$$Y_n = Y_{on} + y_n \quad (9)$$

در معادله (۹) غلظت جسم قابل استخراج در واحد n ام است وقتی دستگاه بصورت مداوم و ثابت کار نماید و y_n تغییر کوچک مورد نظر میباشد. بنابراین میتوانیم رابطه‌ای مشابه با معادله (۷) منتهی برحسب این تغییر کوچک y_n برقرار نمائیم:

$$y_{n-1} - y_n(1 + \mu) + \mu y_{n+1} = \frac{dy_n}{dT} \quad (10)$$

اگر یک تغییر پلکانی در غلظت خوراک دستگاه ایجاد کنیم، شرایط حدی (Boundary Conditions) با عبارات زیر داده میشوند:

(I) $X_0(T) = \Delta X_0$ تغییر پلکانی در غلظت خوراک

(II) $y_{n+1}(T) = 0$ غلظت جسم در حلال ثابت است

(III) $y_n(0) = 0$ حالت تعادل ابتدائی

معادله (۱۰) را با استفاده از روش لاپلاس (Laplace) به معادله (۱۱) تبدیل میکنیم:

$$\overline{y_{n-1}} - \overline{y_n}(1 + \mu) + \mu \overline{y_{n+1}} = s\overline{y_n} - y_n(0) \quad (11)$$

نظر بآنکه $y_n(0) = 0$ است معادله (۱۱) به معادله (۱۲) خلاصه میشود:

$$[E^2 - (1 + \mu + s)E + 1] \overline{y_{n-1}} = 0 \quad (12)$$

معادله (۱۲) یک معادله دیفرانسیل تفاوتی درجه دوم است و حل آن برقرار زیر می‌باشد.

$$\overline{y_n} = Ar_1^n + Br_2^n \quad (13)$$

r_1 و r_2 ریشه‌های معادله $E^2 - (1 + \mu + s)E + 1 = 0$ و A و B دو ثابت انتگراسیون هستند که مقادیر آنها با استفاده از شرایط حدی بدست می‌آیند.

بعلاز تعیین r_1 و r_2 و A و B و تبدیل معکوس معادله (۱۳) y_n بصورت تابعی از زمان بشکل

زیر حاصل میشود:

$$\frac{y_n(t)}{\alpha \Delta X_0} = \frac{\mu^{(N+1-n)} - 1}{\mu^{N+1} - 1} + \frac{r_2 \mu^{(1-n)/r_2}}{N+1} (-1)^k \sum_1^N \frac{\sin \theta_k \cdot \sin(N+1-n)\theta_k \cdot e^{P_k t}}{1 + \mu - r_2 \sqrt{\mu \cos \theta_k}} \quad (14)$$

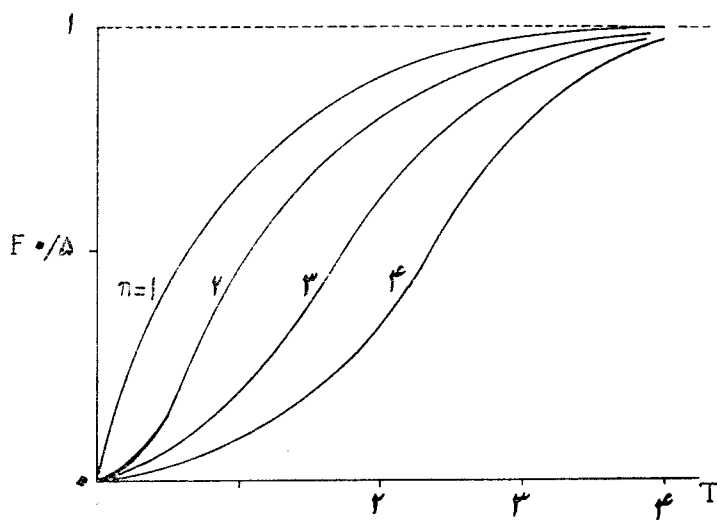
در رابطه (۱۴):

$$\begin{cases} \theta_k = k\pi/N + 1 \\ P_k = 2\sqrt{\mu} \sin \theta_k - (1 + \mu) \end{cases} \quad (15)$$

مشخصات حالت تعادل جدید با قرار دادن $T = \infty$ در معادله (۱۴) بدست می‌آید:

$$\frac{y_n(\infty)}{\alpha \Delta x_0} = \frac{\mu(N+1-n) - 1}{\mu(N+1) - 1} \quad (16)$$

میتوان همین نتیجه را برحسب نزدیک شدن تدریجی بحالت تعادل نیز حاصل نمود یعنی مقدار $y_n(t)/y_n(\infty)$ را بعنوان تابعی از T (بدون بعد) برای واحدهای مختلف محاسبه کرد (شکل ۴).



شکل ۴

ممکنست در نظر اول اینطور تصور شود که مفروضات لازم برای بدست آوردن روابط فوق از شرایط واقعی بسیار دورند، ولی با اندکی تأمل روشن میشود که بیشتر آنها در مورد تغییرات کوچک حول حالت تعادل صادق می‌باشند یعنی همان شرایطی که در کنترل فرایندها بکار می‌آیند. تنها فرض دور از حقیقت تصور مخلوط شدن کامل دو ناز در هر واحد می‌باشد حال آنکه میدانیم میسرم جریان مواد در جداکننده (Settler) بسیار پیچیده است.

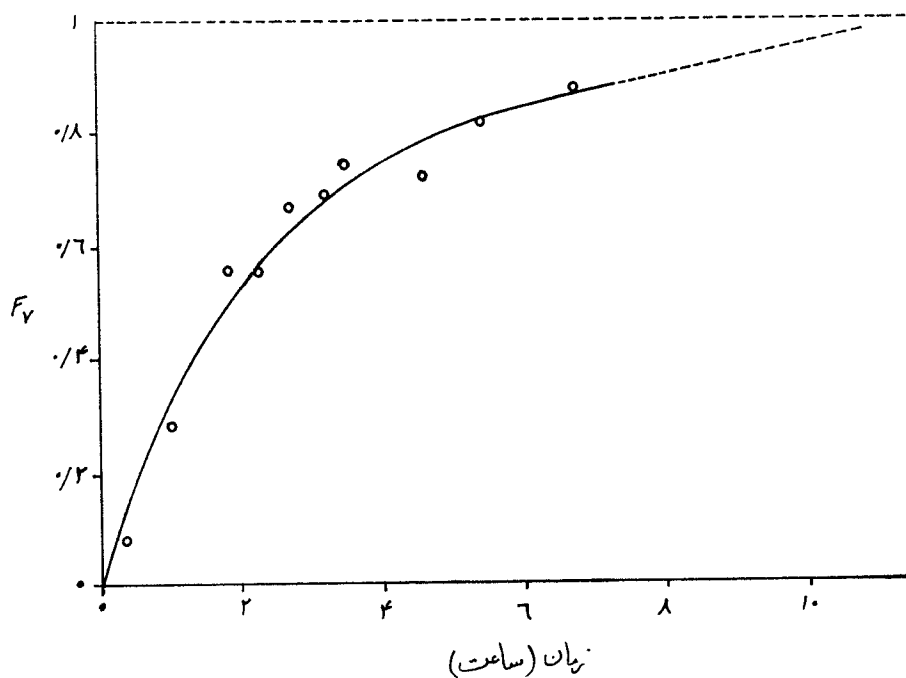
در صورت تجدید نظر در مفروضات بعمل آمده بویژه فرض اخیر، مسئله را نمیتوان بطریق تحلیلی و جبری حل کرد، بلکه باید بروش تحلیل عددی و استفاده از کامپیوتر متوسل شد که در مقالات بعدی مورد بررسی قرار خواهد گرفت.

۲- مطالعات تجربی در مورد دینامیک Mixer – Settler

تابحال تحقیقات زیادی در این باره انجام نگرفته ولی با توجه به اطلاعاتی که در دست است ملاحظه میشود که توافق نسبتاً خوبی بین نتایج تجربی و معادلات ساده تئوری وجود دارد.

اخیراً پروفیسور Wilkinson با همکاری نگارندگان مطالعاتی با یکدستگاه Mixer – Settler واحدی که در تصفیه نیترات اورانیل بکار میرفت انجام داد. هدف اصلی بدست آوردن واکنش غلظت اورانیوم واحد هفتم در مقابل یک تغییر پلکانی در شدت جریان مواد ورودی به واحد هشتم بود. ثابت نگاه داشتن بار حلال واحد هفتم می بایستی با تنظیم شدت جریان ورودی بدستگاه (خوراک) انجام میگرفت.

واکنش حاصل از سیستم مدار باز (Open loop) در اثر ۱٪ افزایش شدت جریان خوراک ورودی به دستگاه در حال تعادل در شکل (۵) نشان داده شده است. نوع عکس العمل تقریباً درجه اول



شکل ۵

بوده و در نتیجه تابع انتقالی مربوط به تغییرات غلظت اورانیوم واحد هفتم در مقابل شدت جریان ورودی با معادله زیر داده میشود:

$$G_{P1} = \frac{\overline{Uv}}{\overline{F}} = \frac{K_P}{1 + T_1 s} \quad (17)$$

ثابت زمانی (Time Constant) T_1 تقریباً ۳ ساعت بوده و مقدار K_P برابر $|1/hr|$ اورانیوم ۰.۰۱٪ محاسبه گردید.

عکس العمل سیستم مدار بسته (Closed loop) در اثر تغییر غلظت خوراک، مطابق با معادله (۱) با عبارت زیر بیان میشود.

$$\frac{\bar{y}_V(s)}{\bar{X}_F(s)} = \frac{G_{Pr}}{1 + G_C G_V G_{P1} G_m} \quad (18)$$

با فرض $G_m \approx 1$ (عکس العمل اندازه گیر نسبت به عکس العمل سیستم کل خیلی سریعتر است) و نیز $G_V = K_V$ ، تابع انتقالی سه جمله ای کنترل کننده یعنی G_C بشکل زیر بدست می آید:

$$G_C = K_C \left(1 + \frac{R}{S} + R_s + \frac{1}{Ss} \right) \quad (19)$$

در رابطه (۱۹)، K_C ضریب دریافت کنترل کننده بوده (Controller gain) و R و S بترتیب مشتق و انتگرال زمانی عمل (Derivative and integral action times) هستند.

با جانشین ساختن روابط (۱۷) و (۱۹) در معادله (۱۸) رابطه زیر حاصل میگردد:

$$\frac{\bar{y}_V(s)}{\bar{X}_F(s)} = \frac{G_{Pr}(1 + T_1 s)}{(1 + T_1 s) + K_C K_V K_P \left(1 + \frac{R}{S} + R_s + \frac{1}{Ss} \right)} \quad (20)$$

نوع واکنش سیستم از روی مخرج معادله (۲۰) که نسبت به s از درجه دو است روشن میشود. در این حالت واکنش نوسانی است و اگر دامنه نوسان را $1/\sqrt{2}$ و پریود را یکساعت فرض نمائیم، پارامترهای کنترل کننده بشرح زیر بدست می آیند:

$$K_C = 1/2$$

$$S = 6 \text{ دقیقه}$$

$$R = 2 \text{ »}$$

آزمایش کنندگان کنترل کننده را ابتدا با این پارامترها تنظیم نموده و سپس بروش حدس و خطا با دقت بیشتری آماده کار کردند. باید توجه داشت که تنظیم کنترل کننده بدون محاسبات تئوری مقدماتی و بدست آوردن تقریبی پارامترهای لازم ممکن بود به نتیجه مثبتی منجر نگردد.

مروری بر تحقیقات انجام شده در بارهٔ دینامیک استخراج با حلال

با وجود آنکه تقطیر و استخراج با حلال از بسیاری جهات بیکدیگر شباهت دارند، معهدنا علیرغم تحقیقات بسیار مفصلی که از حدود ۲ سال قبل در مورد دینامیک تقطیر بعمل آمده و نتایج بسیاری از آنها حتی در کتابهای درسی دوره‌های لیسانس و فوق لیسانس مهندسی نیز وارد گردیده است، اطلاعات زیادی در بارهٔ دینامیک استخراج با حلال موجود نمی‌باشد.

جدول ضمیمه خلاصه‌ای از مقالات و تحقیقات منتشره در مورد دینامیک استخراج با حلال را بدست میدهد. بطور کلی تحقیقات انجام شده را به دو دسته میتوان تقسیم نمود.

الف: تحقیقاتی که بادستگاه‌های چند واحدی مثل Mixer-Settler، ستونهای مخلوط‌کننده چندتائی و برجهای ضربه‌ای انجام گردیده است.

ب: تحقیقاتی که با سجاورکنندگان دیفرانسیلی مثل برجهای پر شده و ستونهای پاششی صورت گرفته است.

بعلاوه هر دسته نیز برحسب نوع مطالعه (تئوری - تجربی - کنترل) طبقه بندی میشوند.

I - مجاورکننده‌های چند واحدی (Stagewise Contactors)

الف: Mixer-Settler - تحقیقات موجود در مورد تئوری دینامیک Mixer-settler اندک است و بعلاوه اغلب آنها مطلبی جدیدتر از آنچه توسط Lapidus و Amundson در ۱۹۰۰ و Amundson و Acrivos در ۱۹۰۵ داده شده مطرح نمی‌نمایند. باید توجه داشت که حتی مؤلفین مذکور نیز در محاسبات خود فرضیاتی دور از واقع نموده‌اند مثلاً چگونگی اختلاط مواد در (Settler) جدا کننده را در نظر نگرفته‌اند.

Faraggi و Apelblat (۱۹۶۶) مطالعات جالبی با یک سیستم متشکل از واحدهای استخراج و شوینده بعمل آورده‌اند. کار این محققین را در حقیقت باید مرز و حد روشهای محاسبهٔ جبری دانست زیرا هرگونه پیچیدگی بیشتر در مفروضات لازم منجر به حاصل شدن دستگاه معادلاتی میگردد که تنها بطریق تحلیل عددی قابل حل می‌باشند Burton (۱۹۶۷) برخی از این معادلات را بدست آورده و آنها را حل نموده است. در واقع کار وی را باید یکی از کاملترین تحقیقات موجود در این مورد دانست.

تحقیقات تجربی در این باره که از نتایج آنها بتوان به صحت و یا سقم معادلات تئوری پی برد بسیار نادر است. تنها Burns و Hanson (۱۹۶۸) مقاله‌ای در مورد دینامیک یک Mixer-Settler کوچک چاپ نموده و نشان داده‌اند که عکس‌العمل دستگاه در مقابل تغییر غلظت خوراک غیر خطی است.

یعنی در برابر افزایش اندک غلظت خیلی سریعتر از نقصان غلظت می‌باشد. همین مطلب در باره Mixer – Settler بزرگ نیز صادق است.

ب: برج‌های مخلوط کننده چند مرحله‌ای Multiple – mixer Columns در سال ۱۹۶۳ Chiu

عکس‌العمل فاز تصفیه حاصل از یک برج کوچک نوع Scheibel را که دارای ۶ واحد بود در مقابل تغییر پلمکانی در غلظت خوراک مورد مطالعه قرار داد. وی ابتداء یک مدل ریاضی ساده با فرض اختلاط کامل مواد، شدت جریان و نسبت‌های حجمی ثابت و روابط ساده تعادلی بدست آورد، ولی نتایج تجربی با آنچه از نظر تئوری پیش بینی میشد توافقی نداشت و عدم صحت مفروضات اختیار شده را می‌رسانید. کمی بعد تحقیق مشابهی نیز بتوسط Pollock (۱۹۶۵) انجام شد که به نتایج یکسانی منجر گردید.

اخیراً مطالعه جامعی بوسیله Wilkinson و Jones با استفاده از یک برج ۲۳ واحدی بعمل آمد و مدل ریاضی جالبی بدست دادند که با استفاده از آن میتوان واکنش غلظت هرواحد را در اثر تغییر غلظت خوراک پیش بینی نمود. در این مدل اختلاط معکوس (Back mixing) در هر دو فاز و عدم حالت تعادل در واحدهای برج در نظر گرفته شده است.

محققین نامبرده با استفاده از روش تحلیل عددی تابع انتقالی مربوطه را بصورت زیر بدست آوردند:

$$\frac{\bar{X}_n(s)}{\bar{X}_0(s)} = \frac{K_e^{-T_d s}}{(1+T_1 s)(1+T_2 s)(1+T_3 s)} \quad (21)$$

ج: ستونهای ضربه‌ای Pulsed – Columns. کاملترین مطالعه در این مورد در سال ۱۹۶۳

بتوسط Biery و Boylan بعمل آمد. محققین فوق واکنش غلظت فاز تصفیه را در اثر تغییر غلظت خوراک ورودی به یک ستون با ارتفاع ۲ فوت و قطر ۳ اینچ از نظر تئوری و تجربی بررسی کردند. آنان ۸ مدل ریاضی مختلف بدست آورده و بروش تحلیل عددی حل نمودند.

در مدل اول ستون را به تعدادی از واحدها که تقریباً برابر با تعداد واحدهای تعادلی در شرایط مورد نظر بود تقسیم کردند و بعلاوه فرض نمودند که فازها با یکدیگر در حال تعادل بوده و در هرواحد بطور یکنواخت مخلوط میشوند. مدل فوق توافقی نسبتاً خوبی با نتایج تجربی داشت.

در مدل دوم، تعداد واحدهای ستون را بیشتر از تعداد واحدهای تعادلی فرض کردند. این مدل یعنی در نظر گرفتن واحدهای غیر تعادلی توأم با اختلاط یکنواخت به نتیجه جالبی منجر نشد و بعلاوه محاسبات آن نیز با اشکالاتی برخورد کرد.

در مدل‌های دیگر ستون را مرکب از تعداد دلخواهی واحدهای غیر تعادلی فرض کرده و بعلاوه اختلاط فازها را نیز غیر یکنواخت در نظر گرفتند. همچنین غلظت جسم را در هرواحد برابر مقدار متوسط

حسابی یا غلظت خروجی از بالای برج و یا غلظت خروجی از انتهای ستون اختیار نمودند. مدلی که در آن غلظت خروجی از بالای برج بکار برده شد بهترین نتایج را بدست داد.

انتقادی که بر این مطالعه میتوان گرفت اینست که مدل‌های مفروض ما بازای واقعی نداشته و تعداد واحدهای فرض شده را نمی‌توان از نظر طرح برج توجیه نمود.

Britto (۱۹۶۸) با استفاده از روش PRBS مطالعاتی روی واکنش غلظت فاز تصفیه در مقابل تغییرات غلظت و شدت جریان خوراک ورودی به یک برج ضربه‌ای بقطر ۱ اینچ بعمل آورد. نتایج حاصل از این تحقیق سودمندی طریق PRBS را در مطالعات دینامیک استخراج با حلال نشان میدهد.

II - مجاورکنندگان دیفرانسیلی (Differential Contactors)

تحقیقات Gray و Prados (۱۹۶۳) در مورد جذب گاز (Gas absorption) نظر به شباهتی که با روش استخراج با حلال در برج‌های پر شده و یا پاششی (Packed and spray columns) دارد جالبست نامبردگان سه مدل ریاضی مختلف بدست آورده و با نتایج تجربی مقایسه نمودند. هرمدل با استفاده از یکی از فرضیات زیر حاصل شده است:

۱- حرکت قالبی (Plug flow)

۲- اختلاط حوزهای بدون اختلاط محوری (Mixing cell model with no axial mixing)

۳- حرکت قالبی همراه با اختلاط محوری (Plug flow with axial mixing)

Stevens و Donninger در سال ۱۹۶۸ مشخصات دینامیکی یک برج پر شده با ارتفاع ۳

فوت و قطر ۰۲ اینچ را مورد بررسی قرار دارند. آنان نتایج تجربی حاصل از روش اختلال ضربه‌ای (Pulse disturbance) در خوراک برج را به واکنش حاصل از فرکانس امواج تبدیل نموده و با نتایج تئوری عکس‌العمل فرکانسی که با فرض مدل اختلاط حوزهای بدست آمده بود مقایسه کردند. برای تحصیل توافق بین نتایج تجربی و تئوری تعداد حوزها را با اندازه دلخواه انتخاب نمودند.

تحقیقات کم‌اهمیت‌تر دیگری نیز توسط Clements (۱۹۶۳) و Champagne (۱۹۶۲) بعمل

آمده که هیچیک به نتایج قالبی منجر نگردیده‌اند.

نتیجه:

فرایندهای استخراج با حلال در سالهای اخیر مورد توجه فراوان قرار گرفته ولی هنوز مطالب زیادی وجود دارد که ناشناخته مانده‌اند.

برخی از مطالعات انجام شده از نظر آنکه مشخصات دینامیکی تعدادی از فرایندهای استخراج

باحلال را بصورت کمی بدست میدهند بسیار مفید هستند ولی تاکنون بجز در سیستم‌های ایده‌آل امکان محاسبه مشخصات دینامیکی با استفاده از پارامترهای طرح (Design parameters) میسر نگردیده است. مدل‌های ریاضی مربوط به دستگاه‌های استخراج باحلال تدریجاً پیچیده‌تر شده و در بسیاری از فرضیات دور از واقع تجدید نظر بعمل آمده است ولی هنوز هم کار برد این مدلها محدود است زیرا بسیاری از ضرایب و پارامترهای مورد لزوم را نمیتوان بسادگی بدست آورد. مثلاً در مدل اختلاط حوزه‌ای که توسط Stevens و Doninger داده شده ستون را باید به تعداد معینی حوزه اختلاط تقسیم نمود ولی این تعداد را نمی‌توان از روی پارامترهای طرح برج و یا شرایط عمل معلوم ساخت. بهمین ترتیب در مدلی که توسط Jones و Wilkinson برای ستون مخلوط‌کننده چند واحدی عرضه شده، ضریب انتقال جرم، سطح مشترک دوفاز و نسبت حجم هرفاز به حجم کل در هر واحد باید مشخص باشند. بخوبی روشن است که بدست آوردن این پارامترها بسیار مشکل و غالباً غیر دقیق خواهد بود.

باین ترتیب ملاحظه میشود که برای استفاده مطلوب از مدل‌های دینامیکی به اطلاعات زیادی در مورد پارامترهای یاد شده نیاز است. این اطلاعات را باید یا پژوهش‌ها و مطالعات فرایندهای استخراج با حلال در حالت مداوم بدست آورد.

فهرست تحقیقات انجام شده در مورد دینامیک استخراج با حلال

| نوع مطالعه | سجاور کننده‌های چند واحدی | سجاور کننده‌های دینفرانسیلی |
|------------|---|-------------------------------------|
| تئوری | ۱۹۴۷ Marshall & Pigford | ۱۹۴۷ Marshall & Pigford |
| | ۱۹۵۰ Lapidus & Amundson | ۱۹۵۴ Jaswon & Smith |
| | ۱۹۵۵ Acrivos & Amundson | ۱۹۵۷ Wilkinson & Armstrong |
| | ۱۹۶۳ Gray & Prados | ۱۹۶۳ Gray & Prados |
| | ۱۹۶۶ Apelblat & Faraggi | |
| | ۱۹۶۷ Burton | |
| تحلیل عددی | ۱۹۶۰ Di Liddo & Walsh (ضربه‌ای) | ۱۹۶۲ Champagne (ضربه‌ای) |
| | ۱۹۶۳ Biery & Boylan » | ۱۹۶۶ Elkins (پر شده و پاششی) |
| | ۱۹۶۳ Watjen & Hubbard » | ۱۹۶۸ Doninger & Stevens (پر شده) |
| | ۱۹۶۴ Foster » | |
| | ۱۹۶۳ Chiu (Scheibel) | |
| | ۱۹۶۵ Pollock » | |
| تجزیه‌ای | ۱۹۷۰ Jones & Wilkinson (مخلوط کننده چند واحدی) | |
| | ۱۹۶۳ Biery & Boylan (ضربه‌ای) | ۱۹۵۶ Lavergne (پر شده) |
| | ۱۹۶۳ Watjen & Hubbard » | ۱۹۶۳ Clements » |
| | ۱۹۶۴ Staffin & Chu » | ۱۹۶۶ Elkins (پر شده و پاششی) |
| | ۱۹۶۸ Britto » | ۱۹۶۸ Doninger & Stevens (پر شده) |
| | ۱۹۶۴ Chiu (Scheibel) | |
| کنترل | ۱۹۶۵ Pollock » | |
| | ۱۹۶۵ Hailstone (mixer-settler) | |
| | ۱۹۶۷ Burns & Hanson » | |
| | ۱۹۶۶ Di Liddo & Walsh (ضربه‌ای) | |
| | ۱۹۶۵ Evans | ۱۹۶۶ Allen (پاششی) |

فهرست منابع

- 1: Acrivos , A. & Amundson , N.R. Ind. Eng. Chem. 1955 , **47** , 1533
- 2: Allen , P. et al The Chemical Engineer , 1966 , CE 182
- 3: Apelblat , A. & Faraggi , M. J. Nucl. Energy , 1966 , **20** , 953
- 4: Biery , J.C. & Boylan , D.R. Ind. Eng. Chem. , 1963 , **2** , 44
- 5: Britto , S.E.J. M.Sc. Thesis , University of Bradford , U.K. (1968)
- 6: Burns , P. & Hanson , C. Brit. Chem. Eng. , 1967 , **12** , 75
- 7: Burton , W.R. Unpublished work.
- 8: Champagne , F. M. Sc. Thesis , University of Washington U.S.A. (1962)
- 9: Chiu , L.L. M. Eng. Thesis , Univ of Florida , U.S.A. (1963)
- 10: Clements , W.C. Ph. D. Thesis Vanderbilt Univ.
- 11: Darlington , M.E. A. ERE - CM/M 24. (1959)
- 12: Di Liddo , B.A. & Walsh , T.J. Ind. Eng. Chem. , 1961 , **53** , 801
- 13: Doninger , J.E. & Stevens , N.F. A.I.Ch.E.J. , 1968 **14** , 591
- 14: Elkins , L.O. Ph.D. Thesis , Vanderbilt Univ U.S.A. , 1966
- 15: Evans , D.R. Ph.D. Thesis , Iowa State Univ. , U.S.A. (1965)
- 16: Foster , H.R. M.S. Thesis , Univ. of Washington , U.S.A. (1964)
- 17: Gray , R.I. & Prados , J.W. AI.Ch.E.J. , 1963 , **9** , 211
- 18: Hailstone , R. P.h.D. Thesis , Univ. of Leeds , U.K. (1961)
- 19: Jaswon , M.A. & Smith , W. Proc. Roy. Soc. , 1954 , **A 225** , 226
- 20: Lapidns , L. & Amundson , N.R. Ind. Enq. Chem. , 1950 , **42** , 1971
- 21: Lavergne , E.A.L. Ph.D. Thesis Univ. of Toronto Canada (1956)
- 22: Pollock , G.G. M. Eng. , Thesis Mc Master Univ. Canada (1965)
- 23: Sohrabi , M. Ph.D. Thesis , University of Bradford , UK. (1972)
- 24: Staffin , H.K. & Chu , J.C. A.I.Ch.E.J. 1964 , **10** , 98
- 25: Watjen J.W. & Hubbard , R.M. A.I.Ch.E.J. , 1963 , **9** , 614