

فصل

۷

شبیه سازی کامپیوتری واحد نیمه صنعتی جداسازی اسانس

۱-۷ شبیه سازی تانک مولد بخار

امروزه در صنایع از دو نوع بویلر جهت تولید بخار استفاده می گردد.

۱- بویلرهای لوله آبی

در این نوع بویلر ها آب از داخل لوله های چند بار گذر کرده از داخل یک دیگ که آتش مشعل از داخل پوسته آن را گرم می کند عبور می کند این نوع بویلر جهت ایجاد بخارهای با فشار بالا استفاده می گردد زیرا جهت ایجاد چنین بخاری با بویلر های لوله آتشی که شرح آن داده خواهد شد احتمال انفجار وجود دارد که چند نمونه از این نوع انفجار ها در گذشته اتفاق افتاده است.

۲- بویلر های لوله آتشی

در این نوع بویلرها بر خلاف بویلرهای لوله آبی، آب از داخل پوسته و گازهای دودکش از داخل لوله ها عبور می کند با این عمل آب تبخیرشده از محفظه خارج می گردد. این بویلر ها جهت تولید بخار با فشار های پایین تر (حداکثر atm

۱۸) استفاده می گردد. در مرحله دوم این طرح از این نوع بویلر (با ظرفیت حداکثر ۵۰۰ تن در ساعت موجود در آزمایشگاه عملیات واحد) استفاده گردیده است.

دیگ های ساده ای که با حرارت مستقیم شعله گرم می شود نوعی بویلر، موسوم به بویلر پوسته ای هستند. در مرحله اول انجام طرح، جهت تولید بخار آب از یک تانک با حجم ۸ لیتر جهت تولید بخار اشباع به صورت ناپیوسته (batch) استفاده گردید. این تانک به طور مستقیم توسط شعله گرم شده و تولید بخار می نماید. در واقع در این مرحله از طرح از یک تانک پوسته ای استفاده شده است.

۱-۱-۷ محاسبه دبی بخار خروجی از تانک

معادلات موازنه جرم و انرژی برای این تانک به صورت زیر است:

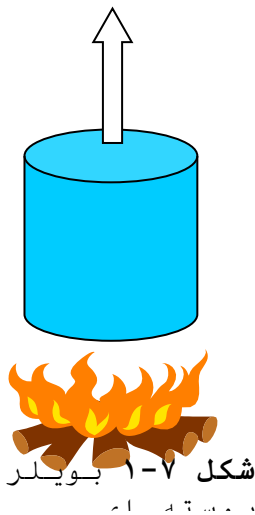
موازنه جرم:

$$m_1 = m_2 + m_e$$

m_1 : جرم آب داخل ظرف در لحظه اول

m_2 : جرم آب داخل ظرف در لحظه t

m_e : جرم بخار آب خارج شده از تانک تا زمان t



شکل ۱-۷ بویلر پوسته ای

موازنه انرژی:

طبق قانون اول ترمودینامیک و با در نظر گرفتن مدل USUF برای این فرایند خواهیم داشت:

$$Q = m_e h_e + m_2 u_2 - m_1 u_1$$

Q : گرمای وارد شده به ظرف در t ثانیه

h_e : آنتالپی بخار خروجی از ظرف

u_1 : انرژی درونی آب موجود در تانک در لحظه صفر

u_2 : انرژی درونی آب موجود در تانک در لحظه t

فرضیات:

- he را می توان برابر hg (آنتالپی بخار اشباع در دمای ۹۵ درجه سانتیگراد) در نظر گرفت. بنابراین داریم:

$$h_e = h_g (@95^\circ\text{C}) = 2667 \text{ kJ/Kg}$$

- u_1 را می توان برابر u_f انرژی درونی مایع اشباع در دمای 95°C در نظر گرفت.

$$u_1 = u_f + \cancel{x} \cdot u_{fg} = u_f (@95^\circ\text{C}) = 394.8 \text{ KJ / Kg}$$

صفر

با حل همزمان دو معادله موازنه جرم و انرژی خواهیم داشت:

$$Q = (m_1 - m_2)h_e + m_2 u_2 - m_1 u_1$$

$$m_2(u_2 - h_e) = Q + m_1(u_1 - h_e) \quad \text{رابطه (۳-۷)}$$

جهت سهولت محاسبات ترم سمت راست معادله را برابر a در نظر می گیریم. در سمت چپ رابطه ۳-۷ به جای m_2 و

u_2 می توان مقادیر زیر را جایگزین نمود:

$$m_2 = V/v_2 \Rightarrow m_2 = V/(v_f + x \cdot v_{fg})$$

$$u_2 = u_f + x \cdot u_{fg}$$

بنا بر این می توان رابطه ۳-۷ را به صورت زیر نوآرایی نمود:

$$\frac{V}{v_f + x \cdot v_{fg}} (u_f + x \cdot u_{fg} - h_e) = a$$

با طرفین وسطین کردن رابطه فوق خواهیم داشت:

$$a v_f + x \cdot (a \cdot v_{fg}) = V \cdot u_f + x \cdot V \cdot u_{fg} - h_e \cdot V$$

از رابطه فوق X به صورت زیر محاسبه می گردد.

$$x = \frac{V u_f - V h_e - v_f (Q + m_1(u_1 - h_e))}{(Q + m_1(u_1 - h_e)) \cdot v_{fg} - V \cdot u_{fg}} \quad (۴-۷)$$

با استفاده از رابطه ۴-۷ می توان در هر لحظه کیفیت بخار موجود در تانک را محاسبه نمود.

از طرفی با جایگزین کردن X به دست آمده از رابطه فوق در رابطه $v_2 = (v_f + x \cdot v_{fg})$ می توان جرم بخار باقی مانده

در تانک را با استفاده از رابطه $m_2 = V/v_2$ به دست آورد.

نتیجتاً با استفاده از معادله موازنه جرم یعنی معادله (۱-۷) خواهیم داشت: $m_e = m_1 - m_2$

نتیجه مهم

با استفاده از الگوریتم ارائه شده می توان با داشتن ابعاد تانک و نرخ گرمای ورودی به تانک کل جرم خارج شده از تانک را تا زمان t به دست آورد.

براساس این الگوریتم، یک برنامه کامپیوتری نوشته شده که محاسبات فوق را داخل یک حلقه در زمان های مختلف انجام می دهد و در هر لحظه مقدار m_e را محاسبه نموده منحنی m_e بر حسب زمان را رسم کرده و شیب آن نمودار را محاسبه می نماید، شیب نمودار مذکور برابر دبی جرمی بخار خارج شده از تانک است. لازم به ذکر است جدول بخار در محدوده مورد نظر در برنامه کامپیوتری وارد شده و این برنامه مستقیماً می تواند داده های ترمودینامیکی مورد نظر خود را به صورت میانمایی شده به دست آورد.

تا این لحظه توانستیم با وارد نمودن ابعاد تانک و نرخ گرمای ورودی به تانک دبی جرمی بخار خارج شده از آن را به دست آوریم.

اندازه گیری ابعاد تانک که ساده است، مقداری آب داخل آن می ریزیم تا حدی که لبریز شود سپس از روی اختلاف وزن تانک قبل و بعد از ریختن آب و وزن آب و در نتیجه حجم تانک را به دست می آوریم. اما چگونه می توان نرخ گرمای ورودی به تانک را محاسبه نمود؟ این سؤال است که در بند بعدی پاسخ داده شده است.

۲-۱-۷ اندازه گیری نرخ گرمای ورودی به تانک مولد بخار

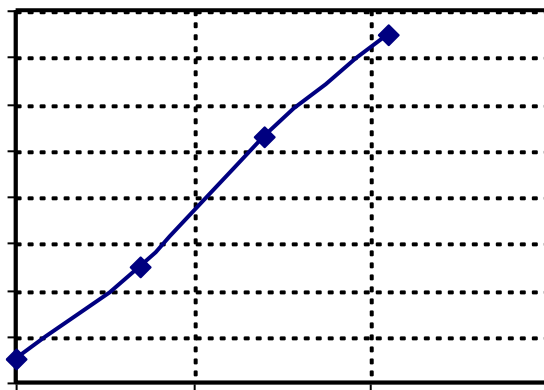
همانطور که می دانید دمای آب قبل از آنکه به جوش آید با عمل گرمایش مرتباً افزایش می یابد.

با اندازه گیری دمای آب موجود در تانک در هر لحظه و رسم نمودار آن برحسب زمان ، می توان از روی شیب آن

نمودار که تقریباً خطی نیز هست نرخ گرمای ورودی به تانک را محاسبه نمود.

جدول و نمودار دمای تانک بر حسب زمان به صورت زیر می باشد.

زمان (دقیقه)	دما (°C)
۰	۱۵
۷	۳۵
۱۴	۶۳
۲۱	۸۵



همانطور که از نمودار دیده می شود از ترسیم داده های فوق خطی به معادله $T = 3/61t + 10/3$ با ارزش رگرسیون

۹۹/۹ در صد حاصل می شود.

شیب نمودار فوق مقدار $\frac{\Delta T}{\Delta t}$ را می دهد که با جایگذاری در رابطه زیر مقدار نرخ گرمای ورودی به تانک قابل

محاسبه خواهد گردید.

$$Q = mC_p \Delta T \Rightarrow \frac{Q}{\Delta t} = mC_p \frac{\Delta T}{\Delta t} \quad \text{رابطه (۵-۷)}$$

نرخ

بنا براین خواهیم داشت:

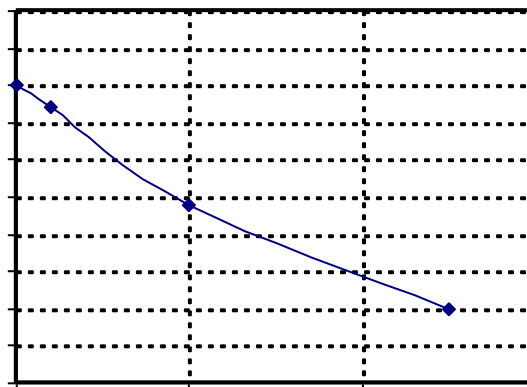
$$\frac{Q}{\Delta t} = mC_p \frac{\Delta T}{\Delta t} = 5 * 4200 * 3/61 = 70/8 \text{ KJ/Kg}$$

نرخ

زیرا آب موجود در تانک ۵ کیلو گرم بوده است.

نکته ای که باید در نظر داشت آن است که از آنجا که تانک به کار گرفته شده عایق بندی نشده مقدار زیادی حرارت از طریق مکانیزم هدایتی به هوای اطراف از طریق جداره تانک تلف خواهد شد که مقدار آن با استفاده از داده های جمع آوری شده به صورت مشابهی قابل اندازه گیری است.

لحظه آزمایش	مشاهده
۵ : ۵۰	برداشتن تانک از روی شعله
۵ : ۵۶	شنیده شدن صدای زوزه تخلیه
۵ : ۵۸	قطع صدای زوزه تخلیه
۵ : ۵۹	قطع تبخیر
۶ : ۰۰	دما هنوز ۹۰ درجه
۶ : ۰۲	۸۷
۶ : ۱۰	۷۴
۶ : ۱۰	۶۰



در اینجا با استفاده از رگرسیون معادله خط به صورت زیر می توان جهت سرمایش تانک در نظر گرفت:

$$T = 88/8 - 1/2t$$

شیب این خط $-1/2$ است.

به روش مشابهی همانطور که در گرمایش شرح داده شد نرخ سرمایش تانک برابر است با:

$$\text{نرخ سرمایش} = 5 \times 4200 \times (-1/2) = -25/2 \text{ KJ/Kg}$$

نتیجه:

نرخ گرمای ورودی به تانک برابر است با :

$$\text{نرخ گرمایش} + (\text{با در نظر گرفتن علامت}) = 75/8 + (-25/2) = 50 \text{ KJ/Kg}$$

البته این مقدار برای وقتی است که شیرگاز سوخت دستگاه تولید کننده حرارت تا نصفه باز است و اگر کامل باز شود و

شیر را خطی فرض نمائیم مقدار گرمایش به میزان 100 KJ/Kg تخمین زده می شود.

در الگوریتم مذکور مقدار Q گرمائی است که در t ثانیه به ظرف وارد می گردد. لذا مقدار Q را از رابطه زیر محاسبه و

در الگوریتم به کار گرفته می شود

$$Q = 100 \cdot t \quad \text{رابطه (۶-۷)}$$

که در آن t زمان بر حسب دقیقه و Q گرما بر حسب KJ است.

برنامه کامپیوتری دبی بخار خروجی از تانک را در شرایط آزمایشگاهی داده شده 0.408 Kg/min اندازه گیری

کرده است. که همین میزان بخار نیز باید پس از عبور از روی بسترکندانس گردد.

۷-۲ محاسبه سطح انتقال حرارت کندانسور

کندانسور استفاده شده در مرحله آزمایشی طرح از نوع کندانسورهای ماریچی شیشه ای متداول در آزمایشگاه ها بوده است. ولی متأسفانه این کندانسور تمام بخار تولید شده در تانک مولد بخار را کندانس نمی کرد در نتیجه در اثر عدم آب بندی مقدار زیادی از بخار به بیرون نشت کرده، تلف می گردید و در صورت آب بندی شرایط پرفشار ایجاد شده راندمان جداسازی را در عمل تقطیر پائین می آورد.

سطح انتقال حرارت واقعی این مبدل حرارتی عبارت است از:

$$A = \pi \cdot D \cdot (\text{تعداد ماریچ ها}) \cdot (\text{طول هر ماریچ})$$

$$\Rightarrow A = \pi \cdot (0.5) \cdot (5) \cdot (25) = 196 \text{ Cm}^2 = 0.02 \text{ m}^2$$

مقدار بخاری که این مبدل کندانس می کند نیم کیلوگرم به ازای هر ساعت اندازه گیری شده است.

گرمای نهان تبخیر \times دبی کندانس = بار حرارتی کندانسور

$$Q = (0.5/3600) \cdot (2200) = 0.3 \text{ KJ/Sec}$$

$$Q = A \cdot U \cdot (\Delta T)_{Ln} \Rightarrow 0.3 = (0.0196) \cdot U \cdot (80)$$

$$\Rightarrow U = 190 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$$

یعنی برای این کندانسور در این فرایند مقدار ضریب کلی انتقال حرارت برابر این مقدار محاسبه شده است.

با این مقدار U محاسبه شده سطح انتقال حرارت مورد نیاز جهت کندانس کردن کل بخار به صورت زیر محاسبه خواهد گردید.

گرمای نهان تبخیر \times دبی بخاری که باید کندانس گردد = بار حرارتی کندانسور

$$Q = (2/3600) \cdot (2200) = 1.22 \text{ KJ/Sec} = 1.22 \text{ KW}$$

$$Q = A \cdot U \cdot (\Delta T)_{Ln} \Rightarrow 1.22 = (A) \cdot (0.190) \cdot (80)$$

$$\Rightarrow A = 0.08 \text{ m}^2$$

این محاسبات نشان می دهد اگر از این نوع کندانسور استفاده شود مقدار سطح انتقال حرارت مورد نیاز تقریباً ۴ برابر سطح واقعی آن است یعنی از نظر تئوری باید ۴ کندانسور شیشه ای را به صورت سری به هم وصل کنیم. لذا با توجه به پارامترهای افت فشار و عدم وجود compactness و از استفاده از این نوع کندانسور صرف نظر می گردد و به جای آن از یک کویل مسی (لوله مسی ماریچ شده) استفاده می گردد.

به عنوان يك محاسبه سرانگشتى با در نظر گرفتن فرآيند مشابه ولى اين بار با در نظر گرفتن كويل به صورت مسى به

جای شیشه ای خواهيم داشت:

$$U = 200 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$Q = m \cdot hfg = A \cdot U \cdot (\Delta T)_{Ln}$$

$$1.22 \text{ Kw} = (A) \cdot (0.200) \cdot (80)$$

$$\Rightarrow A = 0.076 \text{ m}^2$$

$$\Rightarrow A = \pi \cdot D \cdot L \Rightarrow 0.076 = 3.14 \cdot (0.006) \cdot (L) \Rightarrow L \cong 4 \text{ m}$$

با توجه به اين محاسبات و با در نظر گرفتن ۲۵٪ ضريب اطمینان خواهيم داشت:

$$L = (4 + 0.25 \cdot 4) = 5 \text{ m}$$

لذا ۵ متر لوله مسى با قطر خارجى ۶mm برای اين منظور لازم است كويل شود.

۳-۷ شبيهه سازى برج جداسازى

در اين ظرف انتقال جرم بين گياه (فاز ساكن) و فاز متحرك (بخار) صورت مى گيرد. مكانيزم انتقال جرم مى تواند

نفوذى (diffusion)، همرفتى (convective) و يا تركيبى از اين دو باشد.

انتقال جرم نفوذی در سرعت های کم بخار و انتقال جرم همرفتی در سرعت های بالای بخار اتفاق می افتد. شار انتقال جرم در هر دو حالت از روابط زیر به دست می آید:

$$N_A = -D_{AB} \frac{dC_A}{dz} \quad \text{رابطه (۷-۸)}$$

$$\text{رابطه (۷-۸)}$$

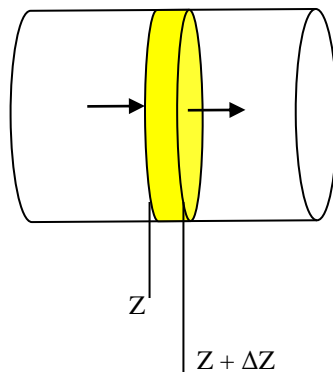
پارامتر های مهم در رابطه ۷-۷ و ۸-۷ عبارتند از:

C_A : غلظت اسانس داخل فاز متحرک (بخار)

U : سرعت بخار

D_{AB} : ضریب نفوذ اسانس (جزء A) داخل بخار (جزء B)

جهت شبیه سازی عملیات انتقال جرم المان دیفرانسیلی زیر را برای ستون گیاه در نظر می گیریم.



با نوشتن معادله موازنه جرم جزئی برای جزء اسانس خواهیم داشت:

تجمع = خروجی - ورودی

$$\text{in} - \text{out} = \text{acc}$$

واضح است که در اینجا مقدار تجمع منفی است و باید آن را با در نظر گرفتن علامت در معادله وارد کرد.

$$S.N_A \Big|_z - S.N_A \Big|_{z+\Delta z} = -V[(1-\epsilon) \frac{dC_{AS}}{dt}]$$

بدیهی است شرایط عملیاتی طوری تنظیم می شود که مکانیزم انتقال جرم همرفتی باشد زیرا در این صورت جریان به حالت plug نزدیکتر، ترم پراکندگی کوچکتر و راندمان انتقال جرم بالاتر است. در این صورت رابطه $N_A = U.C_A$ را جهت محاسبات به کار می بریم. با حذف پارامتر سطح مقطع از طرفین و جایگذاری مقدار N_A خواهیم داشت:

$$\left. \cancel{S}.N_A \right|_z - \left. \cancel{S}.N_A \right|_{z+\Delta z} = -\cancel{S}.\Delta z \left[(1-\epsilon) \frac{dC_{AS}}{dt} \right]$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{N_A|_z - N_A|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(1-\epsilon) \frac{dC_{AS}}{dt}$$

$$\Rightarrow dN_A/dz = (1-\epsilon) \cdot (dC_{AS}/dt)$$

با جایگذاری مقادیر N_A و U از روابط زیر خواهیم داشت:

$$N_A = C_A \cdot U$$

$$U = \epsilon \cdot U_z$$

$$U_z (dC_A/dz) = (1-\epsilon)/\epsilon \cdot (dC_{AS}/dt) \quad (9-7)$$

از طرفی طبق تعریف ضریب انتقال جرم خواهیم داشت:

$$dC_{AS}/dt = (K_f \cdot a) \cdot (C_A - C_A^*) \quad (10-7)$$

در روابط (9-7) و (10-7) پارامترهای به کار گرفته شده به صورت زیر تعریف می شوند:

U_z : سرعت داخلی (interstitial velocity)

C_A : غلظت اسانس در بخار (فاز متحرک)

C_{AS} : غلظت اسانس در گیاه جامد (فاز ساکن)

C_A^* : غلظت تعادلی اسانس در بخار (فاز متحرک) به عبارت دقیقتر مقدار غلظت اسانس در بخار وقتی بخار با فاز

ساکن از نظر ترمودینامیکی به تعادل می رسد.

C_{AS}^* : غلظت تعادلی اسانس در گیاه جامد (فاز ساکن) به عبارت دقیقتر مقدار غلظت اسانس در گیاه وقتی گیاه با فاز

متحرک از نظر ترمودینامیکی به تعادل می رسد.

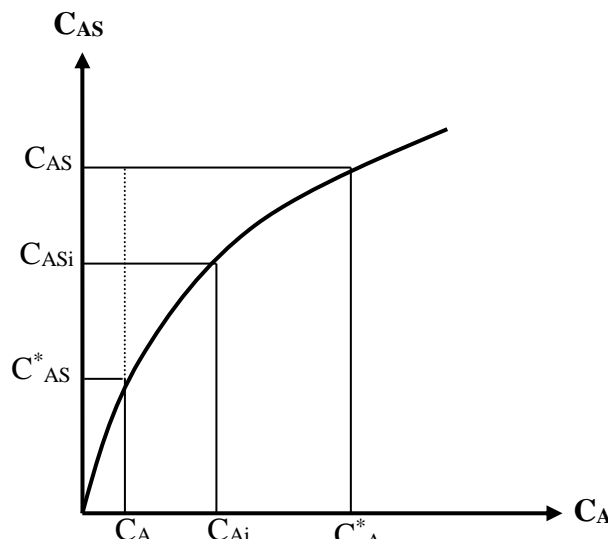
ϵ : تخلخل (void fraction) که حجم خالی بستر به حجم کل بستر می باشد.

t : ترم زمان

K_f : ضریب انتقال جرم

a : سطح ویژه که نسبت سطح گیاه به حجم توده می باشد.

در شکل ۴-۷ منحنی تعادلی انتقال جرم اسانس از گیاه به بخار به صورت شماتیک نشان داده شده است.



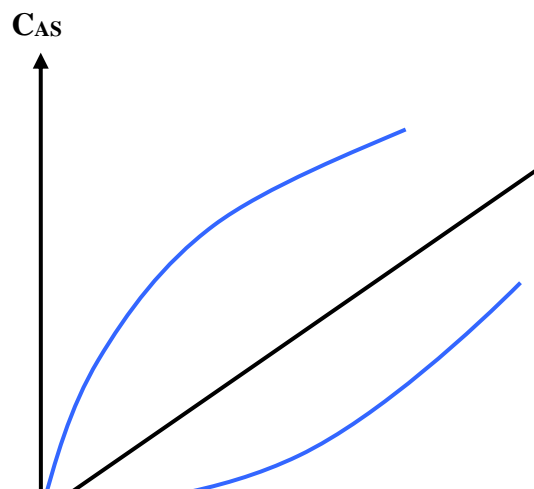
شکل ۴-۷ نمایش منحنی تعادلی انتقال جرم اسانس از گیاه به بخار (به صورت شماتیک)

در این شکل غلظت ها و مقادیر تعادلی آن ها و همچنین غلظت اسانس در فصل مشترک دو فاز (که بدیهی است قابل

اندازه گیری نمی باشند) به صورت فرضی نشان داده شده است.

منحنی تعادلی می تواند اشکال مختلفی داشته باشد که سه مورد typical آن (یعنی منحنی با تقعر به سمت بالا، تقعر

به سمت پایین و خط راست) در شکل ۵-۷ نشان داده شده است.



شکل ۷-۵ سه مورد typical منحنی تعادلی

نسبت غلظت اسانس در دو فاز با ضریبی به نام **ضریب توزیع** به یکدیگر مربوط می گردند.

$$K_D = C_{ASi} / C_{Ai} \quad (۱۱-۷)$$

بدیهی است در حالت کلی K_D مقداری ثابت نیست و بسته به غلظت دو فاز می تواند تغییر کند بنابراین

جهت سهولت محاسبات فرض می کنیم منحنی تعادلی **خطی** است. در این حالت مقدار K_D ثابت و برابر شیب نمودار است.

$$K_D = C_{ASi} / C_{Ai} = C_{AS} / C_A^* = C_{AS}^* / C_A \quad (۱۲-۷)$$

نکته بسیار مهمی که باید به آن توجه نمود آن است که این پارامتر بستگی به نوع فرایند دارد به آن معنی که در عملیات تقطیر، این پارامتر **فراریت** و در عملیات استخراج **حلالیت** نام دارد.

در عملیات تقطیر K_D باید حتماً بزرگتر از یک باشد تا عملیات جداسازی صورت گیرد ولی در استخراج لزومی ندارد این پارامتر حتماً بزرگتر از یک باشد ولی هرچه از یک بزرگتر باشد جداسازی بهتر و با راندمان بالاتری انجام خواهد گردید.

برای محاسبه شدت انتقال جرم باید دو معادله (۷-۹) و (۷-۱۰) به صورت همزمان با یکدیگر حل شوند. حل این دو معادله به صورت فعلی به علت پیچیدگی انجام پذیر نمی باشد لذا با تعریف پارامترهای بدون بعد به ساده سازی و حل این دو معادله می پردازیم.

معرفی پارامترهای بدون بعد

پارامترهای بدون بعد به صورت زیر تعریف می گردند.

$$\zeta = \frac{z.(Kf.a)(1 - \epsilon)}{\epsilon.Uz} \quad (\text{پارامتر})$$

$$\theta = \frac{(K_f.a)(1-\epsilon)}{K_D} (t-z/U_z) \quad (14-7)$$

$$X = C_A / C_{A0} \quad (15-7)$$

$$Q = C_{AS} / C_{AS0} \quad (16-7)$$

با دیفرانسیل گیری از طرفین رابطه (۱۳-۷) داریم:

$$d\zeta = \frac{(K_f.a)(1-\epsilon)}{\epsilon.U_z} dz \quad (17-7)$$

با ادغام دو رابطه (۹-۷) و (۱۰-۷) خواهیم داشت:

$$U_z . dC_A / dz = ((1-\epsilon) / \epsilon)(K_f.a)(C_A^* - C_A)$$

در نتیجه طبق رابطه (۱۷-۷) رابطه زیر به دست می آید:

$$dC_A = d\zeta . (C_A^* - C_A)$$

با دیفرانسیل گیری از طرفین رابطه (۱۵-۷) داریم:

$$dC_A = C_{A0} . dX$$

از ادغام دو رابطه فوق رابطه زیر به دست می آید

$$dX = d\zeta . (C_A^* / C_{A0} - C_A / C_{A0})$$

در نتیجه طبق رابطه (۱۲-۷) خواهیم داشت:

$\frac{dX}{d\zeta} = Q - X$	- ۷) (۱ ۸
-----------------------------	----------------

از طرفی با دیفرانسیل گیری از طرفین رابطه (۱۶-۷) داریم:

$$C_{AS0} . dQ = dC_{AS}$$

همچنین با دیفرانسیل گیری از طرفین رابطه (۱۴-۷) داریم:

$$d\theta = [(K_f.a) / K_D] . dt$$

با جایگذاری پارامترهای فوق در رابطه (۱۰-۷) خواهیم داشت:

$$dC_{AS} / dt = [(K_f.a) / K_D] (C_A - C_{AS}^*)$$

$$C_{AS0} . dQ = (C_A / K_D - C_{AS}^* / K_D) d\theta$$

در نتیجه با استفاده از رابطه (۷-۱۲) خواهیم داشت :

$$\frac{dQ}{d\theta} = X - Q \quad \begin{matrix} - ۷) \\ (۱۹) \end{matrix}$$

همانطور که شرح داده شد معادلات انتقال جرم با اختیار کردن پارامترهای بدون بعد ذکر شده به صورت دو معادله ساده

(۷-۱۸) و (۷-۱۹) در آمد این دو معادله را می توان با استفاده از شرایط مرزی زیر به صورت همزمان حل نمود.

شرایط مرزی به صورت زیر است:

۱- در ابتدای ستون، غلظت اسانس در بخار صفر است. (در هر زمان)

$$\text{یعنی: } @ Z = 0, C_A = 0 \Rightarrow @ \zeta = 0, X = 0 \quad (\text{for all } \theta)$$

۲- در شروع عملیات، غلظت اسانس در گیاه، برابر غلظت اولیه آن است. (در همه ستون)

$$@ \theta = 0, C_{AS} = C_{AS0} \quad (\text{for all } \zeta)$$