إعداد الأستاذ/ أسامة محمد المرسي

بسم الله الرحمن الرحيم

أساسيات إنتقال الحرارة والكتلة
Fundamentals of Heat and mass Transfer

أساليب الإنتقال وإجراءات الإنتقال :- {Modes of transfer and Transfer Processes}

يتناول إنتقال الحرارة مع دراسة المعدلات التي يحدث عندها تبادل للحرارة بين الأجسام الساخنة (source) والأجسام الباردة (receiver).

أساليب الإنتقال :- عموماً ، هناك ثلاث أساليب مميزة تحرر فيها الحرارة من المصدر أو المنبع إلى المستقبل وهي كالآتي :-

(i) التوصيل (Conduction).
(ii) الحمل (Convection).
(iii) الإشعاع (radiation).

التوصيل :- إنتقال الحرارة خلال مادة صلبة يسمى بالتوصيل. يلزم هذا الإجراء تلامساً وثيقاً مع المصادر ذات الموصليات الحرارية العالية. المعادلة العامة للحالة اللامستقرة لتوصيل الحرارة كما أعطيت بواسطة فورير (Fourier) هي :-

$$\frac{\partial T}{\partial \theta} = \frac{k}{\rho C_p}\left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2}\right) \quad \text{للإتجاه } x \quad \text{---------- (1)}$$

$$\frac{\partial T}{\partial \theta} = \frac{k}{\rho C_p}\left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2}\right) \quad \text{للإتجاهات } x, y, z \quad \text{---------- (2)}$$

معادلة الحالة المستقرة هي ،

$$dQ = k\, dA \frac{dT}{dx} \quad \text{---------- (3)}$$

بتكامل المعادلة (3) عاليه تُنتج المعادلة التالية ،

$$Q = \frac{kA}{L}\Delta T = \frac{\Delta T}{R} \quad \text{---------- (4)}$$

حيث R هي المقاومة وحدتها $\left(\frac{^\circ K}{W}\right)$ أو $\frac{hr\,^\circ C}{kCal}$

حالات فرعية :-

(i) سريان الحرارة خلال حائط مركب (Heat flow through a composite wall)

$$Q = \frac{\Delta T}{\sum R} = \frac{\Delta T}{R_1 + R_2 + R_3 + \cdots} \quad \text{---------- (5)}$$

حيث ، $R_1, R_2, R_3, \cdots$ هي المقاومات الضوئية . يمكن كتابة المعادلة (5) كالآتي :-

$$\frac{\Delta T}{\sum R} = \frac{\Delta T_1}{R_1} = \frac{\Delta T_2}{R_2} = \frac{\Delta T_3}{R_3} = \cdots \quad \text{---------- (6)}$$

(2) حيث ΔT_1 ، ΔT_2 ، ΔT_3 هي مقادير هبوط درجة الحرارة للمقاومات R_1 ، R_2 ، R_3 على الترتيب.

(ii) سريان الحرارة خلال أسطوانة: (Heat flow through a cylinder)

$$Q = \frac{k \bar{A}_L \Delta T}{r_2 - r_1} \quad \text{_____ (7)}$$

حيث، $\bar{A}_L = 2\pi \bar{r}_L \cdot L$

L هو الطول، و $\bar{r}_L$ = متوسط نصف القطر اللوغاريتمي، $\frac{r_2 - r_1}{\ln r_2/r_1}$

لأسطوانة رفيعة، $r_2/r_1 \simeq 1$

بالتالي، $\bar{r}_L = \frac{r_2 + r_1}{2}$ (المتوسط الحسابي)

(iii) سريان الحرارة خلال كرة مجوفاء (Heat flow through a hollow sphere)،

$$Q = \frac{4\pi k (T_1 - T_2)}{\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2}} \quad \text{_____ (8)}$$

هذه يتم تطبيقها في حالة إنتقال الحرارة بالتوصيل خلال مائع ساكن {stationary fluid} محيط بمجسمات كروية أو نقيطات (droplets) بنصف قطر r. عندما تكون نقيطة كبيرة جداً ($r_2 \to \infty$) و T_1 هي درجة حرارة السطح للنقطة (drop)،

$$\frac{Q r}{4\pi r^2 (T_1 - T_2) k} = 1 \quad \text{_____ (9)}$$

إذا تم ترميز $\frac{Q}{4\pi r^2 (T_1 - T_2)}$ كـ h، فإنه معامل إنتقال الحرارة المعادلة (9) ستنخفض إلى:

$$\frac{hd}{k} = \text{Nusselt number (Nu)}$$

(رقم نيسلت)

$$= 2 \quad \text{_____ (10)}$$

الحمل (Convection):-

بينما تكون آلية إنتقال الحرارة في المجسمات بالتوصيل فإنه في الموائع تكون نتيجة للحمل. هذا على المقياس اللاعجهري (macroscopic scale) نتيجة للتيارات التدويرية (Circulating Currents) ويعرف بدقة أكثر كحمل طبيعي (Natural Convection) هنالك أسلوب آخر للإنتقال بالحمل يعرف بالحمل القسري (forced Convection) يقوم بالإستفادة من مصدر خارجي (external Agency) لتوليد تيارات تدويرية. تكون معدلات الحمل القسري أكبر من تلك للحمل الطبيعي.

يُعطى فيض الحرارة (Heat flux) في حالة الإنتقال بالحمل بالمعادلة،

$$dQ = h\, dA\, \Delta T \quad \text{——— (11)}$$

حيث h هو معامل إنتقال الحرارة للسريحة، ووحدته W/m^2K أو $kCal/hr.m^2{}^\circ C$.

عندما يتم إشتراك أكثر من سريحة (film) يتم إستبدال h بـ U الذي يُعرف بمعامل إنتقال الحرارة الإجمالي.

حساب معاملات السريحة :- (Calculation of film coefficients)

إعتماداً على شروط السريان ونوع المائع (السوائل أو الغازات) يتغاير معامل السريحة (أو الرقيقة). بدلالات المجموعات اللابعدية، يمكن إعطاء المكافئات كما أدناه،

للحمل الطبيعي، (12) ——— $Nu = f(Pr, Gr)$

للحمل القسري، (13) ——— $Nu = f(Re, Pr)$

حيث،

$$Pr = \frac{c_p \mu}{k} \quad \text{(مجموعة برانتل)}$$

$$Gr = \frac{\beta g \Delta T L^3 \rho^2}{\mu^2} \quad \text{(مجموعة غراشوف)}$$

الحمل القسري في الأنابيب :- (Forced convection in tubes)

مؤسساً على المعادلة (13)، فقد تم إستنتاج المعادلة التالية (التي تُعرف بمعادلة (Dittus-Boelter)) لنوع الحالة،

$$Nu = 0.023 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.4 \text{ or } 0.3} \quad \text{——— (14)}$$

تستخدم قيمة 0.4 للتسخين وقيمة 0.3 للتبريد. تلعب هذه المعادلة صالحة أو صحيحة لرقم رينولدز أكبر من 10,000. هنالك صيغة عامة أخرى تستخدم لكلٍ من التسخين والتبريد هي،

$$Nu = 0.023 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.33} \quad \text{——— (15)}$$

في حالة مائع في سريان رقائقي (طباقي) (Laminar flow) (Re < 2100 i.e.) يتم إستخدام معادلة (Sieder-Tate) التي تُكتب كما يلي :-

$$Nu = 0.027 (Re)^{0.8} (Pr)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) \quad \text{——— (16)}$$

حيث، μ = اللزوجة عند درجة حرارة متوسط المائع. (viscosity at bulk temp.)

μ_w = اللزوجة عند درجة حرارة الحائط.

مؤسسة على التناظر فقد تم إقتراح معادلة بديلة بواسطة (Colburn) وهي

$$j_H = St.\ Pr^{2/3} = 0.023\ Re^{-0.2} \qquad \text{(17)}$$

حيث، St. = مجموعة إستانتون (Stanton Group).

$$St = \frac{Nu}{Re.\ Pr} = \frac{h}{c_p G}$$

الحمل القسري خارج الأنابيب :- (Forced Convection outside tubes)

تنطبق المعادلات من (14) إلى (17) صحيحة عندما يكون المقطع العرضي للأنبوب مستديراً. مقاطع عرضية غير مستديرة (non-Circular cross-sections) مثل السريان في جانب الغلاف لمبادل حراري ذو غلاف وأنابيب (shell and tube H. exchanger)، وفي حلقة أنبوب متمركز لمبادل حراري ((Concentric pipe H. exchanger)) يتم إستبدال القطر بقطر مكافئ. أبعد من ذلك، في حالة مبادل حراري ذو غلاف وأنابيب يتم الرجوع إلى مساحة المقطع العرضي في جانب الغلاف كمساحة السريان المتعامد (Cross flow area) (a_s)، وتُعطى بالمعادلة،

$$a_s = \frac{I.D \times C \times B}{P_T} \qquad \text{(18)}$$

حيث، I.D = القطر الداخلي للغلاف، m.

C = الخلوص بين أنبوبين = $(P_T - O.D)$، m.

B = المسافات بين الحواجز (Baffle spacing)، m.

P_T = خطوة الأنبوب (Tube pitch)، m.

السريان عبر أسطوانة مفردة :- (Flow across single Cylinder)

لسريان غاز ساخن خلال أسطوانة مفردة متصاوبة من سلك رفيع (Thin wire) إلى أنبوب بقطر 15cm ودرجة حرارة حتى 800°C وسرعة هواء مقدارها 80m/s تنطبق المعادلة كالآتي :-

$$Nu = 0.26\,(Re)^{0.4}\,(Pr)^{0.3} \qquad \text{(19)}$$

حيث،

$$Re = \frac{d_o\, u\, \rho}{\mu}$$

d_o هو قطر الأسطوانة أو القطر الخارجي للأنبوب. تنطبق هذه المعادلة صحيحة لمدى واسع من قيم Re (من 1,000 إلى 1,000,000).

للماء، الزيوت الخفيفة والسوائل المشابهة عند أرقام منخفضة لرينولدز (من 0.2 إلى 200) يتم إستخدام معادلة (Davies) أو داهر

$$Nu = 0.86\,(Re)^{0.43}\,(Pr)^{0.36} \qquad \text{(20)}$$

معادلات عملية أو مختبرية (empirical equations) أو معادلات تجريبية

إضافة لما سبق، يتم استخدام العديد من المعادلات التجريبية في حسابات التصميم لحساب معاملات الشريحة (Film Coefficients). يتم إعطاء القليل منها أدناه.

للغازات عمومًا، (21)

$$h = 0.0647\, c_p \frac{G^{0.8}}{D_i^{0.2}}$$

للماء عند درجات حرارة عادية،

$$h = 3200\,(1 + 0.014T)\frac{u^{0.8}}{(D_i')^{0.2}} \qquad (22)$$

في المعادلات (21) و (22)،

G بالـ $kg/hr.m^2$

D_i بالـ m

D_i' بالـ cm

T هي الحرارة المتوسطة بالـ °c.

u بالـ m/s

معاملات الشريحة في تغيّر الطور (Film Coefficients in phase change):-

عندما يلامس بخار مشبّع سطح بارد يحدث انتقال للحرارة مصحوبًا بتغير في الطور، الذي يُعرف عادة بالتكثيف. من وجهة نظر هذه الآلية يمكن تصنيفه إلى نوعين هما

(1) تكثيف رقائقي (Film-wise Condensation).

(2) تكثيف نقطي (Drop-wise Condensation).

يحدث التكثيف عمومًا خارج سطح الأنبوب. بالإضافة لتواجد الطور السائل يعتمد معامل التكثيف الرقيقة (أو الشريحة) أيضًا على اتجاه السطح، i.e. رأسي أو أفقي. من وجهة نظر الطبيعة اللامستقرة لعملية التكثيف، يتم الربط لمعامل التكثيف الرقائقي لقيمة متوسطة ($\bar{h}$). معادلة Nusselt للتنبؤ بمعاملات التكثيف الرقائقية تكون كالآتي: (23)

$$\bar{h} = 0.943\left(\frac{\rho_f^2\, g\, \lambda}{\Delta T_o\, L\, \mu_f}\right)^{1/4}$$

في حالة الأنابيب الرأسية، و

$$\bar{h} = 0.725\left(\frac{\rho_f^2\, g\, \lambda}{\Delta T_o\, D_o\, \mu_f}\right)^{1/4}$$

في حالة الأنابيب الأفقية.

معاملات الإنتقال الإجمالي (U) :- (overall Transfer Coefficients)

يتم حساب معامل الإنتقال الإجمالي من معاملات التشريحة (الرقيقة) المفردة ومقاومة جدار الأنبوب. يمكنه أن تؤسس إما على مساحة الأنبوب الداخلي أو الأنبوب الخارجي.

تأسيساً على مساحة الأنبوب الداخلي يمكنه التعبير عنها كالآتي،

$$\frac{1}{U_i} = \frac{1}{h_i} + \frac{x_w D_i}{K_m D_L} + \frac{1}{h_o} \cdot \frac{D_i}{D_o} \qquad \text{——— (25)}$$

وعندما يتم تأسيسها على المساحة الخارجية يتم التعبير عنها بـ

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{x_w D_o}{K_m D_L} + \frac{1}{h_i} \cdot \frac{D_o}{D_i} \qquad \text{——— (26)}$$

حيث

$$D_L = \frac{D_o - D_i}{\ln D_o / D_i}$$

معامل الإتساخ والقيم العملية لمعاملات الإنتقال الإجمالية :-
(Fouling factors and practical values of overall Transfer Coefficients)

نتيجة للإستخدامات لفترات طويلة من الزمن لايبقى أسطح إنتقال الحرارة أبداً نظيفة. تراكم القشور (scales)، الأوساخ وبعض المواد الغريبة الأخرى على كلا السطحين الداخلي والخارجي للأنابيب ينشأ عنها مقاومات إضافية لسريان الموائع وتبعاً لذلك إنخفاضاً في معامل إنتقال الحرارة الإجمالي. بمثابة هذه المقاومات الجديدة والتي تعرف بمعامل الإتساخ (fouling or dirt factors) يتم تعديل التعبير السابق لمعامل الإنتقال الإجمالي كالآتي،

مؤسساً على القطر الخارجي للأنبوب،

$$\frac{1}{U_{D_o}} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{do}} + \frac{x_w D_o}{K_m D_L} + \frac{1}{h_i} \cdot \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_{di}} \cdot \frac{D_o}{d_i} \qquad \text{——— (27)}$$

ومؤسساً على القطر الداخلي للأنبوب،

$$\frac{1}{U_{D_i}} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{di}} + \frac{x_w D_i}{K_m D_L} + \frac{1}{h_o} \cdot \frac{D_i}{D_o} + \frac{1}{h_{do}} \cdot \frac{D_i}{D_o} \qquad \text{——— (28)}$$

الإصطلاحات h_{di} و h_{do} ترجع إلى معاملات الإتساخ الداخلي والخارجي على التوالي وعليه إحلالها بـ $1/R_{di}$ و $1/R_{do}$، حيث R_{di} و R_{do} هما عاملي الإتساخ الداخلي والخارجي.

- مقادير معاملات التشريحة المفردة ومعاملات الإنتقال الإجمالي في حالة إنتقال الحرارة بالحمل التي تقابلنا في التطبيقات الصناعية عموماً يتم إعطاؤها في الجداول (1) و (2).

Table 1. Order of Magnitude of Individual Film Coefficients

Condition	*Film Coefficients, h*	
	$\frac{K\ cal}{hr\ .\ m^2\ .\ °C}$	$\frac{W}{m^2\ .\ K}$
Film-type condensation of steam	5000—15000	6000—18000
Film-type condensation of Organic vapours	1000—2000	1200—2500
Boiling water	1500—45000	1800—55000
Heating or cooling of water	250—15000	300—18000
Heating or cooling of organic solvents	150—2500	180—3000
Heating or cooling of oils	50—600	60—700
Heating or cooling of air	1·0—100	1·2—120

Table 2. Approximate design value of overall heat transfer coefficients (U)

Ho Fluid	*Cold Fluid*	*U*	
		$\frac{K\ cal}{hr.m^2.°C}$	$\frac{W}{m^2\ °K}$
Steam	Water	1000—3500	1200—4200
Steam	Aqueous solutions $\mu<2\ CP$ $\mu>2\ CP$	1000—3500 500—2500	1200—4200 600—3000
Steam	Light organics ($\mu<0{\cdot}5\ CP$)	500—1000	600—1200
steam	Medium organics $0{\cdot}5\ CP<\mu<1{\cdot}0$	250—500	300—600
Steam	Heavy organics ($\mu>1\ CP$)	30—300	35—350
Steam	Gases	25—250	30—300
Dowtherm	Gases	20—200	25—250
Water	Water	1250—2500	1500—3000
Water	Brine	500—1000	600—1200
Light organics	Water	350—700	400—850
Medium organics	Water	250—600	300—700
Heavy organics	Water	25—375	30—450
Gases	Water	10—250	12—300

متوسط فرق درجة الحرارة (Mean temperature Difference) :-

في معظم المبادلات الحرارية التي تتعامل مع إنتقال الحرارة بالحمل (أيضاً بالتوصيل إلى حدٍ ما)، تتغير درجة الحرارة لأحد المائعات على الأقل بحيث يتفاوت فرق درجة الحرارة خلال الطول. على أي حال، يتم حساب قيمة متوسطة لفرق درجة الحرارة لإستخدامها في معادلة إنتقال الحرارة العامة،

$$Q = UA\Delta T_m \qquad \text{(29)}$$

عندما يتم أخذ معدل سريان الكتلة والحرارات النوعية للمائع وإنتقال الحرارة الإجمالي كقيم ثابتة، يتم إعطاء ΔT_m كالآتي،

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \qquad \text{(30)}$$

حيث ΔT_1 و ΔT_2 هي فروقات درجة الحرارة بين المائعين الداخلة والخارجة عند طرفي المبادل الحراري. إعتبر سريان متعاكس التيار (Counter Current Flow) كما موضح أدناه،

حيث :- h = hot fluid
c = cold fluid

بالتالي،

$$\Delta T_1 = (T_{h_1} - T_{c_2})$$

$$\Delta T_2 = (T_{h_2} - T_{c_1})$$

يتم الرجوع لـ ΔT_m في المعادلة عاليه كمتوسط فرق درجة الحرارة اللوغاريتمي (LMTD). تكون هذه القيمة عموماً أكبر في حالة السريان المتعاكس عنه تكون في حالة السريان المتوازي. يمكن إحلال متوسط فرق درجة الحرارة اللوغاريتمي بالمتوسط الحسابي (arithmetic mean) عندما تكون النسبة القيمتان الطرفيتان لفرق درجة الحرارة لا تزيد عن 2.0.

(i.e. $\Delta T_1/\Delta T_2 < 2.0$)

معامل الإنتقال الإجمالي المتغير (Variable overall transfer coefficient) :-

عندما تكون ΔT_m حساساً لفرق درجة حرارة، بالتالي لدرجة إنتقال حرارة صغيرة يمكن تقريب قيمة U بتفاوت خطي ويمكن كتابة معادلة الإنتقال كالآتي :-

$$Q = A \frac{U_2 \Delta T_1 - U_1 \Delta T_2}{\ln \frac{U_2 \Delta T_1}{U_1 \Delta T_2}} \quad \text{(31)}$$

حيث U_1 و U_2 هما معاملات إنتقال الحرارة الإجمالي المعرفين عند الطرفين المتناظرين لفروقات درجة الحرارة ΔT_1 و ΔT_2 على الترتيب.
في حالة وحدة كبيرة، تحليلها باعتبارها لمجموعة مكونة من عدد من الوحدات الصغيرة وتطبيق المعادلة عاليه لكل وحدة من هذه الوحدات،

$$Q = \sum q = q_1 + q_2 + q_3 + \cdots$$
$$= A_1 \frac{U_2 \Delta T_1 - U_1 \Delta T_2}{\ln \frac{U_2 \Delta T_1}{U_1 \Delta T_2}} + A_2 \frac{U_3 \Delta T_2 - U_2 \Delta T_3}{\ln \frac{U_3 \Delta T_2}{U_2 \Delta T_3}} \quad \text{(32)}$$

الحمل الطبيعي (Natural convection) :-

عندما يتم إنتقال الحرارة بفعل الإستعانة بمصدر خارجي لتوليد تيارات حمل قسري تسمى هذه الظاهرة بالحمل الطبيعي. الهواء الملامس للجسم ساخنة سيتم تسخينه بالحمل الطبيعي. يليه معدل إنتقال الحرارة في هذه الحالة أبطأ.
الحمل الطبيعي من أسطح أسية أو أفقية للهواء، N_2، CO_2 وسوائل مثل الماء تم التحقق منها تجريبيا بواسطة Saunders وآخرين حيث كانت العلاقة المقترحة لإنتقال الحرارة كالآتي،

$$Nu = K (Pr \cdot Gr)^n \quad \text{(33)}$$

قيم $(Pr \cdot Gr)$ تحدد قيم n التي تكون 0.25 للسريان طباقي $(10^3 < Pr\,Gr < 10^8)$ و 0.33 للسريان مضطرب. تعتمد قيم K على حالات أو شروط السريان وترتيبة الإتجاه (orientation) (أفقي/أسي) ودفع الأسطح (مسطحة أو أسطوانية).

الإشعاع (Radiation) :-

يصدر أو يمتص الجسم الساخن من الحرارة في شكل طاقة شعاعية تنبعث في جميع الإتجاهات. عندما تقع على جسم آخر فإنه جزء من الإشعاعات يتم إستعاضها وتحويلها كلياً إلى حرارة. يتم التعبير عن إنتقال الحرارة بالإشعاع بالمعادلة التالية :-

$$Q = \sigma F (T_1'^4 - T_2'^4) \quad \text{(34)}$$

حيث n ثابت ستيفان بولتزمان (Stefan - Boltzmann Constant) 4.92×10^{-8} kCal/hr.m^{2}K ، و F معامل المنظر (View factor).

عندما يتم تصميل مصدر الحرارة (source) ومستقبل الحرارة (sink) بحوائط إنلسابية (refractory walls) فيتم إستبدال عامل المنظر بعامل التبادل $\bar{F}$ (interchange factor). عامل التبادل معدالة ف الإنبعاثيات السطحية (surface emissivity). ويعتمد أيضاً على طبيعة الأسطح وإتجاهاتها (orientations). سيتم إعطاء التفاصيل عن الحالات الخاصة أدناه.

(i) سطحان رماديان متوازيان ومنتهيان: (two large grey parallel surfaces)

$$\bar{F}_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1} \quad \text{---------- (35)}$$

حيث، $\bar{F}_{1-2}$ معامل التبادل الإجمالي

ϵ_1 ، ϵ_2 هما إنبعاثيات السطح.

(ii) سطح رمادي واحد محاط كلياً بسطح آخر (كرات):

{one Grey surface completely surrounded by the other (spheres)}

$$\bar{F}_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{A_1}{A_2}\left(\frac{1}{\epsilon_2} - 1\right)} \quad \text{---------- (36)}$$

حيث A_1 و A_2 هما مساحتا السطحين.

(iii) سطح رمادي واحد محاط كلياً بسطح آخر (أسطوانات):

$$\bar{F}_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_1} + \left(\frac{1}{\epsilon_2} - 1\right)\frac{r_1}{r_2}} \quad \text{---------- (37)}$$

حيث r_1 و r_2 هما أنصاف الأقطار

عموماً لأسطح رمادية يتم إستخدام المعادلة التقريبية التالية لحساب عامل التبادل الإجمالي:

$$\bar{F}_{1-2} = \frac{1}{\left(\frac{1}{\bar{F}_{1-2}}\right) + \left[\left(\frac{1}{\epsilon_1}\right) - 1\right] + \frac{A_1}{A_2}\left[\left(\frac{1}{\epsilon_2}\right) - 1\right]} \quad \text{---------- (38)}$$

إذا لم يوجد أى معامل للحرارة، يتم إستخدام (F) فى محل ($\bar{F}$) كما فى المعادلة (34).

صناكل تصبيراً لمعامل إنتقال الحرارة بالإشعاع يتم الحصول عليه من المعادلات (34) و (11) كالآتى :-

$$h_r = \frac{Q}{A(T_1 - T_2)}$$

$$= \frac{4.920 \times 10^{-8} F(T_1'^4 - T_2'^4)}{T_1 - T_2} \quad \text{_____ (39)}$$

فى بعض حسابات الإشعاع (e.g. خط انبخار المعرض للجو)، حيث يتم إفتراض أنه للرواد غير ماص وغير عاكس (non-absorbing and non-reflecting)، فإن هذا الإفتراض بالأساس صحيحاً للغازات مثل الأوكسجين، النيتروجين، الهيدروجين والكلور (chlorine). على أى حال، فإن الغازات الأخرى مثل أول أكسيد الكربون، ثانى أكسيد الكربون، ثانى أكسيد الكبريت، الأمونيا،

الغازات العضوية (organic gases) وبخار الماء تعرض قدرات كبيرة لإمتصاص الطاقة الشعاعية. بالتالى بينما يتم التعامل مع إنتقال الحرارة فى الأغراض أو أى معدات أخرى تلعب فيها الغازات الماصة دوراً هاماً، من الضرورى وضع الإعتبار من الغازات فى الإعتبار - بالإضافة للإشعاع الصادر من السطح.

عمليات إنتقال الحرارة
(Heat transfer processes)

التبخر :- (Evaporation)

فى حالة التبخر يتم نقل الحرارة إلى سائل فى حالة غليان، الهدف الأساسى هو تركيز المحلول الذى يتكون من المذاب الغير طيار (non-volatile solute) والمذيب الطيار (volatile solvent).

تتلخص معادلة الإنتقال الأساسية كالآتى :-

$$Q = UA\Delta T \quad \text{_____ (40)}$$

حيث، U = معامل إنتقال الحرارة الإجمالى فى حالة الغليان.

A = مساحة الإنتقال.

ΔT = ضبط درجة الحرارة الذى هو فرق درجة الحرارة بين وسيط التسخين والسائل المغلى.

تعتمد درجة حرارة السائل المغلي على :-

(a) الضغط في المبخر (Pressure in the evaporator).

(b) تركيز المادة المذابة (Solute Concentration).

(c) علو السائل (أيضاً يُسمّى بالسمت الرايدوستاتيكي) (Liquid head or Hydrostatic head).

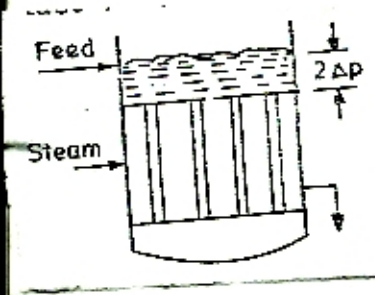
إرتفاع نقطة الغليان والسمت الرايدوستاتيكي :-

(Boiling point Rise and Hydrostatic Head)

وجود المادة المذابة يسبب صعوداً في نقطة الغليان والذي يعرف بإرتفاع نقطة الغليان (B.P.R). B.P.R هو الفرق بين نقطة الغليان للمحلول ونقطة الغليان للماء الصافي (الخالص) (pure water) عند نفس الضغط.

تأثير سمت السائل فوق حزمة الأنابيب (tube bundle) يزيد الضغط ويرفع درجة حرارة الغليان. يمكن حساب هذا التأثير من المعادلة :

$$\Delta t_h = 0.03 \frac{T_R v_R}{\lambda_S} \Delta P \quad \text{——————(41)}$$



حيث، Δt_h = الإرتفاع الرايدوستاتيكي لنقطة الغليان.

T_R = درجة غليان المحلول (° absolute).

v_R = الحجم النوعي لبخار الماء.

λ_S = الحرارة الكامنة للتبخر المقابلة لضغط التشبع

ΔP = السمت الرايدوستاتيكي = منسوب السائل المغلي $\times \frac{1}{2}$

(يتم وضع القيم بوحدات F.P.S للحصول على النتيجة)

B.P.R والسمت الرايدوستاتيكي يخفضان قيمة ΔT المتاحة.

$$\Delta T \text{ المتاحة} = \Delta T \text{ الظاهرة} - B.P.R - \Delta t_h \quad \text{——————(42)}$$

$$\Delta T \text{ الظاهرة (Apparent)} = T_S - T_v$$

حيث T_S = درجة حرارة البخار

T_v = درجة حرارة بخار الماء المقابلة للضغط الموجود في المبخر

معامل الإنتقال الإجمالي لحرارة الغليان :-

(overall boiling heat transfer coefficient)

معامل إنتقال الحرارة الإجمالي في معظم المبخرات يعتمد بقوة على ΔT.

للمبخرات ذات دورة قسرية لبعض غليان (Forced circulation evaporators) يمكن حساب

معادلات إنتقال الحرارة بأحد طرق مشابه لذلك المعمول به في المبادل الحراري ذو الصفائح والأنابيب. معامل شريحة البخار يتم حسابه من معادلة Nusselt ومعامل شريحة السائل من معادلة (Dittus - Boeltier) (المعادلة (14)).

الإقتصاد والسعة :- (Economy and capacity)

يتم تعريف الإقتصاد بالمقدار المتبخر لكل وحدة مقدار من البخار المستخدم بينما السعة التبخيرية لواحد أو أكثر من هذه التأثيرات المتصلة على التوالي تتناسب طردياً مع :-

(a) الفرق بين درجة حرارة التكثف للبخار الذي يتم إمداده ودرجة حرارة المحلول المغلي في الأثر (in the effect) (في حالة أثر متعدد تلميه هي الأخيرة).

(b) معامل إنتقال الحرارة الإجمالي من البخار إلى المحلول.

عندما يظل هذان العاملان ثابتان، فإن سعة واحد منهما هي تضبط كما في اتحاد أكثر من تأثير واحد. هكذا يعتمد الإقتصاد على عدد التأثيرات بينما تلميه السعة مستقلة عن ذلك.

موازنات المادة والطاقة :- (material and energy balances)

موازنة المادة :- لمبخر ذو تأثير مفرد (single effect evaporator)، تلميه موازنة المادة الإجمالية هي،

$$F = E + P \quad \text{——————} \quad (43)$$

حيث،

F = التغذية إلى المبخر، kg/hr.

E = معدل التبخر، kg/hr.

P = معدل النتاج، kg/hr. (product (concentrate) rate)

موازنة المادة المذابة في المبخر يتم إعطاؤها بـ،

$$Fx_F = Px_P \quad \text{——————} \quad (44)$$

حيث x_F و x_P هي كسور كتلة التغذية والنتاج (بالنسبة للمذاب) على الترتيب.

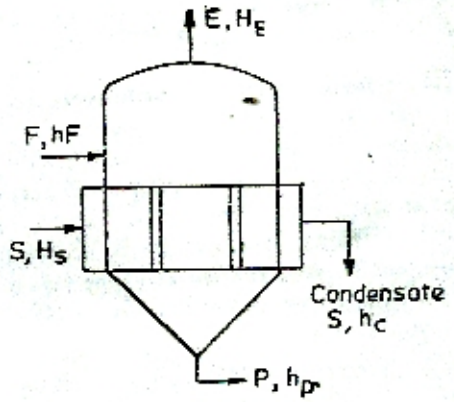
في حالة مبخر ذو تأثير متعدد (multiple-effect evaporator)، تصبح موازنة المذاب كالآتي،

$$Fx_F = P_1 x_{P_1} = P_2 x_{P_2} = P_3 x_{P_3} \quad \text{——————} \quad (45)$$

حيث P_1، P_2 و P_3 هي جداول التركيز الوسيطة (intermediate concentrate streams) و x_{P_1}، x_{P_2} و x_{P_3} هي كسور الكتلة للمذاب على الترتيب

معادلة الطاقة :- (Energy Balance)

Energy balance



$$F h_F + S H_S = E H_E + P h_P + S h_C$$

أو، $F h_F + S \lambda_S = E H_E + P h_P$ ——————— (46)

(بما أن، $H_S = h_C + \lambda_S$)

h_F, h_P = المحتوى الحراري للتغذية والناتج (تعتمد على تركيز المذاب ودرجة الحرارة)

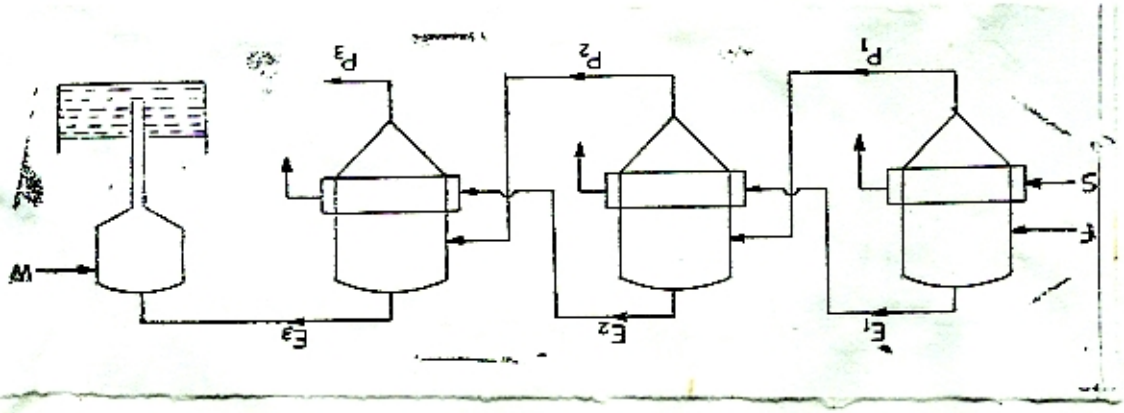
λ_S = الحرارة الكامنة للبخار

H_E = الحرارة الكلية لبخار الماء المتطاير للضغط في المبخر

المبخرات ذات التأثير المتعدد :- Multiple-effect evaporators (تأثيرثلاث) (triple effect)

للتأثير الأول ،

$$F h_F + S \lambda_S = E_1 H_{E_1} + P_1 h_{P_1} \quad \text{——— (47)}$$



للتأثير الثاني ،

$$P_1 h_{P_1} + E_1 \lambda_{E_1} = E_2 H_{E_2} + P_2 h_{P_2} \quad \text{——————} \quad (48)$$

للتأثير الثالث ،

$$P_2 h_{P_2} + E_2 \lambda_{E_2} = E_3 H_{E_3} + P_3 h_{P_3} \quad \text{——————} \quad (49)$$

حيث H_{E_1} ، H_{E_2} ، H_{E_3} هي الحرارة الكلية و λ_{E_1} ، λ_{E_2} ، λ_{E_3} هي الحرارة الكامنة المناظرة للمنتظ في التأثيرات.

للمكثف البارومتري ، (barometric condenser)

$$E_5 \lambda_{E_5} = (W) c_p (T_{V_5} - T) \quad \text{——————} \quad (50)$$

حيث W = معدل ماء التبريد kg/hr.

c_p = الحرارة النوعية للماء

T_{V_5} = درجة حرارة البخار المناظرة للمنتظ في التأثير الثالث

T = درجة الحرارة المدخلة لماء التبريد

الحساب للمبخرات ذات أثر متعدد :- (Calculation for multiple-effect evaporator)

لحسابات مبخر ذو تأثير متعدد ، يتم عمل الإفتراضات التالية :-

(i) إنتقال حرارة ميكانيكي في كل من هذه التأثيرات.

(ii) مساحة إنتقال حرارة متكافئة.

(iii) تبخر متكافئ وضبط في المنتظ متكافئ في كل من هذه التأثيرات.

على أي حال ، في الواقع العملي فإنه الإفتراضات الثلاث لا يمكن أن تتم في نفس الوقت. بجعل حرارى متساوي ، يتم عمل حسابات بالمحاولة والخطأ للحصول على مساحة إنتقال حرارة متكافئة في كل من هذه التأثيرات. يتم أخذ الإفتراض الثالث في الإعتبار فقط لتقييم درجة الحرارة أو للحصول على تركيز الناتج المتوسط (intermediate product concentration). التبخر الفعلي أو ضبط المنتظ في كل من هذه التأثيرات يتم الحصول عليه بحسابات متتالية.

إذا كان q_1 ، q_2 ، q_3 ، ... ترجع لفيض الحرارة (heat flux) و U_1 ، U_2 ، U_3 ، ... ترجع إلى معامل إنتقال الحرارة الإجمالي ، ΔT_1 ، ΔT_2 ، ΔT_3 ، ... ترجع لفرق درجة الحرارة ، و A_1 ، A_2 و A_3 ترجع لمساحة إنتقال الحرارة في التأثير الأول ، الثاني ، والثالث على الترتيب بإعتبار مبخر ذو تأثير ثلاثي يمكن كتابة معادلة الإنتقال كالآتي ،

$$q_1 = q_2 = q_3 \quad \text{——————} \quad (51)$$

$$U_1 A_1 \Delta T_1 = U_2 A_2 \Delta T_2 = U_3 A_3 \Delta T_3 \quad \text{——————} (S2)$$ أو

ب $A_1 = A_2 = A_3$ ، تصبح المعادلة (S2) كالآتي

$$U_1 \Delta T_1 = U_2 \Delta T_2 = U_3 \Delta T_3 \quad \text{——————} (S3)$$

التي تعطى ،

$$\Delta T_2 = \frac{U_1}{U_2} \Delta T_1 \quad \text{——————} (S4)$$

$$\Delta T_3 = \frac{U_1}{U_3} \Delta T_1 \quad \text{——————} (S5)$$

إضافياً ،

$$\Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 \quad \text{——————} (S6)$$

وبالمعادلة (S4) و (S5) ،

$$\Delta T = \Delta T_1 \left(1 + \frac{U_1}{U_2} + \frac{U_1}{U_3}\right) \quad \text{——————} (S7)$$

أيضاً ،

$$\Delta T = T_S - T_{V_3}$$

بالتالي ، حيث ضغط البخار والضغط (بدلالات الفراغ) في التأثير الثالث ، يتم حساب الوسيط الإجمالي لدرجة الحرارة . بتقييم U_1 ، U_2 و U_3 وبالتالي باستخدام المعادلات (S4) ، (S5) ، و (S7) يتم حساب الوسيط في درجة الحرارة في التأثيرات الثلاث . بمساعدة هذه الوسيطات وارتفاعات نقطة الغليان إذا كانت معروفة ، فيمكن تقييم درجة الحرارة في التأثيرات كما هو موضح أدناه

	1st effect	2nd effect	3rd effect
البخار Steam	T_S	T_{V_1}	T_{V_2}
السائل Liquor	T_{L_1}	T_{L_2}	T_{L_3}
Vapour	T_{V_1}	T_{V_2}	T_{V_3}
ΔT	$T_S - T_{L_1}$	$T_{V_1} - T_{L_2}$	$T_{V_2} - T_{L_3}$
BPR	$T_{L_1} - T_{V_1}$	$T_{L_2} - T_{V_2}$	$T_{L_3} - T_{V_3}$

بتقييم درجة الحرارة عاليه يتم الحصول على المحتوى الحراري للسريانات المختلفة .. التبخر في التأثيرات واستهلاك البخار يتم حسابه بمساعدة معادلة الطاقة (المعادلة 43) ومعادلات موازنة الطاقة (المعادلات (47 — 49)) . يتم حساب المساحات للتأثير المفرد (الفردي) كالآتي :-

$$A_1 = \frac{S \lambda_S}{U_1 \Delta T_1} \quad \text{——————} (S8)$$

(17)

$$A_2 = \frac{E_1 \lambda_{E_1}}{U_2 \Delta T_2} \quad \text{_____ (59)}$$

$$A_3 = \frac{E_2 \lambda_{E_2}}{U_3 \Delta T_3} \quad \text{_____ (60)}$$

إذا كانت $A_1 \neq A_2 \neq A_3$ والمقاومات (الإختلاف) (discrepancy) أكثر من $\pm 10\%$ يتم عمل محاولة جديدة بتقريب درجة حرارة جديد. يتم حساب ضبطات درجة الحرارة كالتالي :-

$$\Delta T_1' = \Delta T_1 \times \frac{A_1}{A_a V}, \left(A_a V - \frac{A_1 + A_2 + A_3}{3}\right) \quad \text{_____ (61)}$$

$$\Delta T_2' = \Delta T_2 \times \frac{A_2}{A_a V} \quad \text{_____ (62)}$$

$$\Delta T_3' = \Delta T_3 \times \frac{A_3}{A_a V} \quad \text{_____ (63)}$$

يتم إعادة الخطوة المذكورة عاليه.

التبلور : (Crystalization)

التبلور - الذي يتم تطبيقه إلى العمليات الكيميائية كعمل أساسيًا أسلوب أو طريقة لفصل المادة في شكل مصمت (solid form) لبنية مصرفة جيدًا (تسمى بلورة) من محلولها المتجانس. بالتالي تتكون المادة المتحصل عليها ذات نقاء عالي. بالتبلور تحقق المحصول أيضًا على فائق متبقي من محلول به شوائب. تتكون المسابات المرتبطة بعملية التبلور مؤسسة على المادة وموازنات الطاقة.

موازنة المادة :- (material Balance)

بإهمال x_F ، x_M و x_C تمثل كسر الكتلة المصمتة في سائل التغذية الأم والبلورة على الترتيب.

تتكون موازنة المادة الإجمالية ،

$$F = M + C + E \quad \text{_____ (64)}$$

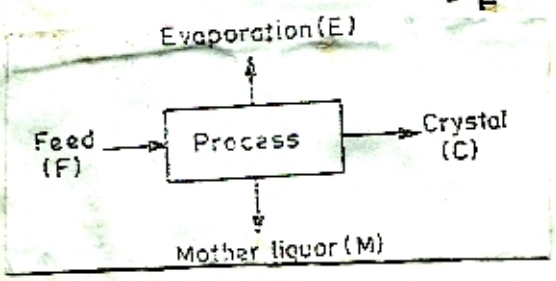
تتكون الموازنة المصمتة ، (65)

$$F x_F = M x_M + C x_C \quad \text{_____}$$

عندما يتم تجاهل التبخر (أي) ، من المعادلة (64) و (65) نحصل على ،

$$\frac{F}{C} = \frac{x_C - x_M}{x_F - x_M} \quad \text{_____ (66)}$$

يتم الحصول على قيمة x_M من بيانات التوازن.



معادلة المحتوى الحراري (Enthalpy Balance) :-

لمعادلة المحتوى الحراري ، تكون حرارة التبلور أو الحرارة الكامنة التي تتحرر (evolved) خلال تكوين البلورة ضرورية . ترتبط حرارة التبلور بحرارات المحلول والتخفيف (solution and dilution) وهي دالة في التركيز (Concentration) ودرجة الحرارة . تكون المعلومات متاحة عن خرائط تركيز المحتوى الحراري.

تتكون الحرارة المزالة في عملية التبلور من جزئين :-

(1) الحرارة المحسوسة (Sensible heat) ، و(2) الحرارة الكامنة (latent heat).

بالتالي ،

$$Q_c = F C_{pF} dT + C \lambda_c \quad \text{——————} (67)$$

حيث ،

Q_c = الحرارة الكلية المزالة , kCal/hr

F = معدل التغذية , kg/hr

C_{pF} = الحرارة النوعية لمحلول التغذية , kCal/kg °C

dT = مدى التبريد , °C .

C = البلورة المتكونة , kg/hr

λ_c = حرارة التبلور kCal/kg

حساب مساحة إنتقال الحرارة (Calculation of heat transfer area) :-

لمادة بلورية (Crystalizer) ، تكون معادلة إنتقال الحرارة الإجمالية ،

$$Q_c = UA(\Delta T)_{ln} \quad \text{——————} (68)$$

حيث ،

U = معامل إنتقال الحرارة الإجمالي للمادة البلورية (kCal/hr m² °C)

Q_c = مقدار الحرارة المنتقلة , kCal/hr

$(\Delta T)_{ln}$ = متوسط فرق درجة الحرارة اللوغاريتمي

$$= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

يتم حساب ΔT_1 و ΔT_2 من درجات حرارة ماء التبريد الداخلة والخارجة ، ودرجات حرارة التغذية والبلورة.

من مساحة إنتقال الحرارة المحسوسة ومساحة إنتقال الحرارة المتاح (الفعال) لكل متر ، يتم حساب طول المادة المتبلرة (Crystalizer) من نوع (Swenson-walker)

(List of symbol used)

قائمة الرموز المستخدمة :-

List of Symbols Used

C_P	Specific heat at constant pressure	—
D, D'	Diameter of tube	L
d	Diameter of sphere	L
G	Mass velocity of fluid	$ML^{-2}\theta^{-1}$
g	Acceleration due to gravity	$L\theta^{-2}$
h	Heat transfer coefficient for convection	$ML^{-2}\theta^{-1}$
h_r	Heat transfer coefficient for radiation	$ML^{-2}\theta^{-1}$
j_H	'j-factor' for heat transfer	—
k	Thermal conductivity	$ML^{-1}\theta^{-1}$
k_m	Thermal conductivity of tube material	$ML^{-1}\theta^{-1}$
L	Length of path for heat conduction, length of tube or characteristic length	L

أسئلة وأجوبة :-

القسم (A) — أسئلة قصيرة : (section (A) – short questions)

1/ ما هو سبب الموصلية المنخفضة للمواد العازلة للحرارة ؟
تنشأ الموصلية المنخفضة للمواد العازلة للحرارة مثل الفلين (cork) من الجيوب الهوائية للفضاءات الهوائية (air – spaces).

2/ رتب التالي بترتيب تصاعدي لرقم برانتل. جليسيرول (Glycerol)، زئبق (mercury)، ماء، ألسيرين.
↑ الترتيب المطلوب كالآتي :- زئبق، ألسيرين، ماء، جليسيرول.

3/ ما هي محددات معادلة معامل إنتقال الحرارة التالي للحمل القسري.
$$Nu = 0.023\ Re^{0.8}\ Pr^{n}$$
المحددات هي :-
(i) يجب إستخدام القيمة الصحيحة لـ n (i.e. n = 0.4 للتسخين و n = 0.3 للتبريد).
(ii) يجب أن تكون قيمة رقم رينولدز للسريان أكبر من 10,000.

4/ ما هي العوامل التي يعتمد عليها سمك الطبقة المتكثفة (condensate layer) في التكثيف بالشريحة (filmwise condensation) ؟
يعتمد سمك الطبقة المتكثفة في التكثيف بالشريحة على الآتي :-
(i) شكل السطح (the configuration of the surface).
(ii) معدل التكثيف (the rate of condensation).
(iii) المعدل الذي ينساب أو يتدفق عنده السائل من السطح.

5/ ما هو الـ (dephlegmator) ؟
هو مكثف جزئي.

6/ متى يتم إستخدام عامل تصحيح متوسط فرق درجة الحرارة اللوغاريتمي في حساب المبادلات الحرارية ؟
يتم إستخدامه في المبادلات الحرارية ذات الغلاف والأنابيب عندما يكون السريان مختلطاً (i.e. سريان متوازي وسريان متعاكس).

7/ ما هي الأنواع المختلفة للحواجز (baffles) المستخدمة في المبادلات الحرارية ؟

هي :-

(i) segmental .
(ii) doughnut .
(iii) orifice .

8/ كيف يتم توصيل الأنابيب مع لوحة الأنابيب في المبادلات الحرارية ذات الغلاف والأنبوب ؟

في المبادل الحراري ذو الغلاف والأنبوب يتم توصيل الأنابيب معها) لوحة الأنابيب بالأسلوبين التاليين :-

i/ بدحلة الأنبوب . (by tube rolling)

ii/ by Ferrule connection

9/ على أيّ من العوامل يعتمد ضبط منفذ جانب الغلاف في المبادل الحراري ذو الغلاف والأنبوب ؟

يعتمد ضبط المنفذ في جانب الغلاف على :-

i/ سرعة تدفق المائع في جانب الغلاف .
ii/ تصنيفات الحواجز (baffle spacing) .
iii/ قطر الغلاف .
iv/ خطوة الأنبوب والقطر .
v/ كثافة ولزوجة المائع في جانب الغلاف.

10/ لماذا يستخدم الماء كمبرد في معدات وأجهزة إنتقال أو تبادل الحرارة ؟

يستخدم الماء كمبرد في معدات التبادل الحراري نسبة لتوفره وسعته الحرارية العالية .

11/ ما هي المحددات أو المساوئ الرئيسية للمبادلات الحرارية ذات الأنبوب المتمركز ؟ (Concentric pipe H.exchangers)

المساوئ الرئيسية للمبادلات الحرارية ذات الأنبوب المتمركز هي :-

i/ نسبياً تكلفة سطح تسخين أقل .
ii/ متطلب فضاء أكبر (considerable space requirement) .
iii/ معرضة للتسريب . (prone to leakage) .
iv/ تكلفة صيانة عالية . (high maintenance cost) .

12/ لماذا لا يسمح لدرجة حرارة الماء الخارج في مبادل حراري بالوصول إلى درجة حرارة أكبر من 50°C في الأوضاع العادية ؟

في التطبيقات العملية العادية لا يُسمح لدرجة حرارة الماء الخارج بالوصول إلى درجة الغليان (avoid excessive corrosion) وذلك لمنع التآكل الزائد.

13/ لماذا يتم تمرير أنابيب صغيرة أو كبيرة ذات الزعانف بصورة أفضل خلال المبادل الحراري ذو الغلاف والأنبوب ؟

بسبب المرونة المختلفة في ترتيبات الحواجز.

Because of the flexibility possible in baffle arrangements

14/ ما هي مميزات ترتيبة المنطقة الحرجة على المنطقة المثلثية في حالة أنابيب مبادل حراري؟

المميزات هي :-

(a) يحمل الوصول إليها بسهولة للتنظيف الخارجي.

(b) يقلل ضبط الضغط منخفضاً.

15/ ما هي خصائص المائع التي يتم اعتبارها والتي تحدد مساحة (route) في المبادل الحراري ؟

خصائص المائع هي :-

(a) اللزوجة (Viscosity).

(b) الإتساخ (fouling).

(c) التآكلية (Corrosiveness).

(d) الضغط (pressure).

16/ متى يتم استخدام $(\Delta t)_{weighted}$ في حسابات مبادل حراري ؟

يتم استخدام $(\Delta T)_{weighted}$ في محل (Δt) عندما يتطلب المبادل الحراري أكثر من ترتيبة واحدة للتسخين أو التبريد e.g. تكثيف (sequence of heating or cooling). وتبريد تحت درجة التكثيف (subcooling)، نزع التحميص وتكثيف (desuperheating and condensation) etc.

بأخذ حالة التبريد التكثيفي،

$$(\Delta T)_{weighted} = \frac{Q}{\frac{qc}{\Delta T_c} + \frac{qs}{\Delta T_s}}$$

حيث، c ترجع إلى التكثيف

s ترجع إلى التبريد تحت درجة التكثيف أو التبريد

17/ اقترح مواداً مناسبة ليتم استخدامها كوسيط للتسخين عند درجات حرارة عالية ؟

المواد هي :-

i/ Dowtherm -

ii/ مصهورة سائل .

iii/ أملاح إنتقال حرارة (Heat transfer salts)

(e.g. An eutectic mixture of 40% $NaNO_2$, 7% $NaNO_3$ and 53% KNO_3)

18/ ما هي العوامل التي تؤثر على معامل إنتقال الحرارة أثناء الغليان التفقعي (nucleate Boiling) ؟

العوامل هي :-

i/ طبيعة السائل وتركيبه .

ii/ agitation imparted

iii/ درجة الحرارة .

iv/ الضغط

v/ نوع وحالة سطح التسخين .

19/ ما هي مميزات المبخرات ذات الدورة القسرية ؟

المميزات هي :-

(i) القدرة على مناولة المحلول ذو الميل الصعب ، التقشر scale والخواص الحرارية (thermal characteristics) .

(ii) التحكم ذو الدقة العالية للسعة حيث يتم تحديد زمن تلامس أطول مع المواد الكيميائية في المحلول .

(25)

2

Short and Multiple-Choice Type Questions with Answers

SECTION A—Short Questions

1. What is the reason for the low conductivity of heat insulating materials.
2. Arrange the following in increasing order of Prandtl number. Glycerol, mercury, water and oxygen.
3. What are the limitations of the following heat transfer coefficient equation for forced convection.
   $Nu = 0{\cdot}023\ R_e^{0{\cdot}9}\ P_r^{n}$
4. What are the factors on which the thickness of the condensate layer in filmwise condensation depend ?
5. What is 'dephlegmator' ?
6. When is LMTD (Log Mean Temperature Difference) correction factor used in heat exchanger calculation ?
7. What are the various types of baffles used in heat exchangers ?
8. On what factors does the shell side pressure drop in shell-and-tube heat exchanger depend ?
9. How are the tubes connected to the tube sheet in shell-and-tube heat exchangers ?
10. Why water is used extensively as a coolant in heat exchange equipments ?
11. What are the main disadvantages of concentric pipe heat exchangers ?
12. Why the outlet temperature of water in an exchanger is not allowed to reach much higher than 50°C in normal practice ?
13. Why extremely large or small volume of fluids are best routed through the shell side of a shell-and-tube heat exchanger ?

14. What are the advantages of square pitch arrangement over the triangular pitch in case of heat exchanger tubes ?
15. What characteristics of the fluid are to be considered while deciding its route in a heat exchanger ?
16. When one uses (Δt) weighted in place of Δt in heat exchanger calculations ?
17. Suggest suitable materials to be used as medium for high temperature heating ?
18. What are the factors which influence the heat transfer coefficient during nucleate boiling ?
19. What are the advantages of forced circulation evaporators ?
20. How much downtake area is provided for short-tube vertical evaporators ?
21. What are the situations for which a multiple effect evaporation is not generally recommended ?
22. Why is vacuum maintained in the vapour space of an evaporator ?
23. What is the driving potential for crystal growth ?
24. What type of evaporators are recommended for foamy liquid ?
25. What are 'solvates' ?

ANSWERS

1. The low conductivity of heat insulating materials (*e.g.* cork) is due to their high proportion of air space.
2. The requisite order will be mercury, oxygen, water and glycerol.
3. The limitations are
   (*i*) The correct value of n (*i.e.* 0·4 for heating and 0·3 for cooling) is to be used.
   (*ii*) The value of Reynolds number for the flow involved must be greater than 10,000.
4. The thickness of the condensate layer in filmwise condensation depends on
   (*i*) the configuration of the surface
   (*ii*) the rate of condensation
   (*iii*) the rate at which the liquid flows from the surface.
5. A dephlegmator is a partial condenser.
6. For multipass shell-and-tube heat exchangers, when the flow is a mixed one (*i.e.* co-current and counter-current), LMTD correction factor is used.

(27)

7. The various types of baffles used in heat exchangers are
   (*i*) segmental (*ii*) disc and doughnut
   (*iii*) orifice.
8. Shell side pressure drop depends on
   (*i*) mass velocity of shell side fluid
   (*ii*) baffle spacing (*iii*) shell diameter
   (*iv*) tube pitch and diameter
   (*v*) density and viscosity of the shell-side fluid.
9. In a shell-and-tube heat exchanger, the tubes are generally connected to the tube-sheet by the following two methods :
   (*i*) by tube rolling (*ii*) by ferrule connection.
10. Because of the abundance and high heat capacity, water is used as coolant in heat exchange equipments.
11. The main disadvantages of concentric pipe heat exchangers are—
   (*i*) comparatively less heating surface
   (*ii*) considerable space requirement
   (*iii*) prone to leakage
   (*iv*) high maintenance cost.
12. In normal practice, the outlet temperature of water is not allowed to reach much higher than 50°C to avoid excessive corrosion.
13. Because of the flexibility possible in baffle arrangements, extremely large or small volume of fluids are best routed through the shell side of a shell-and-tube heat exchanger.
14. The advantages of square-pitch arrangement over the triangular pitch in case of heat exchanger tubes are—
   (*a*) easily accessible for external cleaning
   (*b*) low pressure drop.
15. The following characteristics of the fluid are to be considered while deciding its route in a heat exchanger,
   (*a*) viscosity (*b*) fouling
   (*c*) corrosiveness (*d*) pressure.
16. $(\Delta T)_{weighted}$ is used in place of (ΔT) when it involves more than one sequence of heating or cooling. *e.g.* condensation and sub-cooling, de-superheating and condensation etc. Taking the case of condensation cooling.

$$(\Delta T)_{weighted} = \frac{Q}{\frac{qc}{\Delta Tc} + \frac{qs}{\Delta Ts}}$$

where, C—refers to condensation
S—refers to sub-cooling (or cooling)

17. Some of the materials used as medium for high temperature heating are
   (*i*) Dowtherm (*ii*) Liquid metal
   (*iii*) Heat transfer salts (*e.g.* an eutectic mixture of 40% $NaNO_2$, 7% $NaNO_3$ and 53% KNO_3)

18. Heat transfer coefficient during nucleate boiling is influenced by,
   (*i*) liquid nature and composition
   (*ii*) agitation imparted
   (*iii*) temperature (*iv*) pressure
   (*v*) the type and condition of heating surface.

19. Main advantages of forced-circulation evaporators are
   (*i*) ability to handle solution with poor flow, scale and thermal characteristics
   (*ii*) precise control of flow particularly when a long time of contact may be detrimental to the chemical in solution.

20. Area provided for central downtake in case of short-tube vertical evaporators ranges between 25—40% of the total tube cross-sectional area.

21. The situation for which a multiple-effect evaporation is generally unsuitable are,
   (*i*) corrosive liquids
   (*ii*) cheap availability of fuel
   (*iii*) small scale process.

22. It is economical to use steam at moderate pressure in the evaporators. Hence a vacuum in the vapour space gives an economical temperature difference (ΔT).

   Further, vacuum is necessary for boiling solutions decomposing at high temperatures.

23. Super-saturation of the solution is the driving potential for crystal growth.

24. Long-tube vertical evaporators are recommended for foamy liquids.

25. Some solutes have the property of forming definite chemical compounds with their solvents. Such compounds of definite proportions between solutes and solvents are called 'solvates'. When water is the solvent it is called a 'hydrate'.

SECTION B—Multiple Choice type Questions

1. Flow of heat by conduction is the result of
   (*a*) the transfer of vibrational energy from one molecule to another
   (*b*) the transfer of kinetic energy
   (*c*) the movement of free electrons
   (*d*) a combination of (*a*), (*b*) and (*c*).

(29)

2. Transfer of heat by conduction is generally.
   (*a*) from one part of a body to another part of the same body
   (*b*) between two bodies in physical contact
   (*c*) neither of (*a*) nor of (*b*)
   (*d*) either of (*a*) or (*b*).

3. When compared with non-metallic solids, the metallic solids usually have,
   (*a*) much higher thermal conductivity
   (*b*) much lower thermal conductivity
   (*c*) almost equal thermal conductivity.

4. Among the liquids, water has a comparatively high value of thermal conductivity, which is due to
   (*a*) high viscosity (*b*) partial ionisation
   (*c*) high molality of the molecules.

5. For gases, thermal conductivity value increases with
   (*a*) molecular weight (*b*) temperature
   (*c*) density

6. Prandtl number for water varies from
   (*a*) 0·5—1·0 (*b*) 1·0—5·0
   (*c*) 5·0—10·0 (*d*) $10-10^2$

7. With increase in concentration, thermal conductivity of liquid generally
   (*a*) increases (*b*) decreases
   (*c*) remains almost unaffected.

8. For conduction through a thick-walled tube, the value of r_m (mean radius) used in the heat conduction equation is given by
   (*a*) $\frac{r_2-r_1}{2}$ (*b*) $\frac{r_2+r_1}{2}$
   (*c*) $\frac{r_2-r_1}{\ln r_2/r_1}$ (*d*) $\frac{r_2+r_1}{\ln r_2/r_1}$
   (r_1=inner radius, r_2=outer radius)

9. Transfer by conduction from a spherical particle (or a droplet) to a surrounding stagnant fluid film is given by,
   (*a*) $N_u=2$ (*b*) $N_u=\frac{1}{2}$
   (*c*) $N_u=5$ (*d*) $N_u=10$

   where, N_u=Nusselt number, $\frac{hD}{k}$

10. Temperature distribution in case of heat flow by conduction for a cylindrical body with internal heat source is
    (*a*) asympotic in nature (*b*) parabolic in nature
    (*c*) hyperbolic in nature (*d*) linear in nature.

11. Rate of heat transfer in case of forced convection when compared with natural convection is
    (*a*) higher (*b*) lower
    (*c*) almost equal (*d*) nothing in particular.

12. In case of convective heat transfer from a hot tube surface to a fluid flowing in it, the bulk of the resistance to transfer is
    (*a*) distributed uniformly throughout the fluid
    (*b*) confined to a thin film near the surface
    (*c*) confined to the central core of the fluid.

13. j_H factor for heat transfer is a function of
    (*a*) Reynolds number (*b*) Nusselt number
    (*c*) Prandtl number.

14. In forced convection, liquid viscosity effect (for viscous liquids) is taken into account in case of
    (*a*) Nusselt's equation
    (*b*) Sieder-Tate equation
    (*c*) Dittus-Boeltier equation.

15. For convective transfer of heat in case of fluid flowing in tubes, the length to diameter ratio influences the heat transfer coefficient, when flow is
    (*a*) highly turbulent (*b*) laminar
    (*c*) in laminar as well as in transition zones.

16. Peclet number in heat transfer is a product of
    (*a*) Reynolds number and Nusselt number
    (*b*) Reynolds number and Prandtl number
    (*c*) Grashof number and Reynolds number.

17. The effect of baffles in a heat exchanger is to
    (*a*) hold the tubes in position
    (*b*) increase turbulence
    (*c*) clean the outer tube surface.

18. For convective heat transfer, controlling film is one which has
    (*a*) lower film resistance
    (*b*) lower film coefficient
    (*c*) higher film coefficient.

19. For double-pipe heat exchanger, equivalent diameter for annulus is given by

    (*a*) $\frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$ (*b*) $\frac{D_2^2 - D_1^2}{4D_1}$

    (*c*) $\frac{D_2 - D_1}{2}$ (*d*) $\frac{D_2 + D_1}{2}$

    where, D_2 = Inside diameter of outer pipe

    D_1 = Outside diameter of inner pipe.

(31)

20. Convective heat transfer coefficient in case of turbulent flow in tubes varies with mass velocity as,
(a) $h \propto G$ (b) $h \propto G^{0.5}$
(c) $h \propto G^{0.8}$

21. Gas to be cooled or heated is usually routed in the shell side of shell-and-tube heat exchanger, because
(a) shell side film coefficient can be increased easily.
(b) shell side pressure drop is low
(c) the corrosion resulting from cooling water or steam condensate can be localized to the tubes.

22. Gases under high pressure are routed through the tube side of the shell-and-tube exchanger, because.
(a) high pressure gases are corrosive
(g) the pressure is effective only upon the tubes
(c) the shell cannot withstand high pressure

23. Natural convection is significant in case of
(a) only non-viscous fluids (b) only viscous fluids
(c) both viscous and non-viscous fluids.

24. The value of overall heat transfer coefficient for a fluid-fluid heat exchanger is controlled by the value of
(a) the film coefficient which is lower
(b) the film coefficient which is higher
(c) the dirt factors for both the films.

25. The condensing film coefficient is
(a) almost equal for both vertical and horizontal condensers
(b) higher for horizontal condenser
(c) higher for vertical condenser.

26. Sub-cooling of condensate is required when
(a) the condensate is corrosive at condensing temperature.
(b) better heat recovery is aimed at in condensers.
(c) the condensate is volatile liquid to be sent for storage.

27. Increase in the number of tube side passes, results in
(a) the decrease of shell side dirt factor
(b) the decrease of over all pressure drop
(c) a high rate of heat transfer.

28. Condensation of vapour is carried out inside the tubes, when
(a) the condensate is corrosive
(b) a higher condensing film coefficient is desired
(c) a low pressure drop through the unit is desired.

29. Average value of condensing film coefficient for steam on horizontal tubes varies between
(a) 500—1000 kcal/hr m^2 °C
(b) 1000—5000 "
(c) 5000—15000 kcal/hr m^2 °C

(32)

30. Presence of a non-condensible gas
(a) increases the condensing film coefficient
(b) decreases the condensing film coefficient
(c) doesn't appreciably alter the value.

31. The air is relatively transparent to electro-magnetic waves and absorbs the radiant energy.
(a) to a considerable amount
(b) completely
(c) to a small extent.

32. Wave lengths of radiation which are of importance to radiant heat transfer as found in ordinary industrial equipments are
(a) 0·75—400 μ (b) 10—500 μ
(c) 100—1000 μ (where μ is micron)

33. Diathermanous is a substance which
(a) absorbs thermal radiation completely
(b) is transparent to thermal radiation
(c) reflects thermal radiation.

34. Substances can emit or absorb radiant energy to varying extent provided their temperature is
(a) above 273°K (b) above 298°K
(c) above 0°K.

35. Which of the following surfaces has the maximum emissivity,
(a) smooth and black (b) smooth and white
(c) rough and white (d) rough and black.

36. Which of the following statements is correct :
(a) Good radiators make good absorbers
(b) Good radiators make bad absorbers
(c) Bad radiators make good absorbers.

37. Example of a non-absorbing gas is,
(a) ethyl alcohol vapour (b) carbon monoxide
(c) chlorine.

38. As a result of vapour binding, the film coefficient for vaporisation
(a) increases (b) is hardly affected
(c) decreases.

39. When vaporisation takes place through a blanketing film of gas, the phenomenon is called
(a) transition boiling (b) film boiling
(c) nucleate boiling.

(33)

40. Critical temperature difference in boiling refers to a condition for which
   (*a*) temperature difference is maximum
   (*b*) heat flux attained is maximum
   (*c*) boiling heat transfer coefficient is maximum.

41. Boiling mechanism below the critical temperature drop is referred to as
   (*a*) pool boiling (*b*) film boiling
   (*c*) nucleate boiling.

42. Multiple-effect evaporation is adopted to achieve
   (*a*) better quality of product
   (*b*) higher steam economy
   (*c*) higher throughput.

43. For natural circulation evaporators, the entering velocity of liquid into the tubes is
   (*a*) 10—30 cm/sec (*b*) 30—90 cm/sec
   (*c*) 100—250 cm/sec.

44. Concentration of viscous liquid is handled effectively in a
   (*a*) short-tube evaporator
   (*b*) falling-film evaporator
   (*c*) forced-circulation evaporator.

45. Liquor with foaming tendency can be concentrated in a
   (*a*) horizontal-tube evaporator
   (*b*) long-tube evaporator
   (*c*) agitated-film evaporator.

46. Heat-sensitive material like orange juice is concentrated in a
   (*a*) long tube evaporator
   (*b*) basket evaporator
   (*c*) falling-film evaporator.

47. In case of long-tube forced-circulation evaporator, the value of overall heat transfer increases, because of
   (*a*) increased liquor velocity in the tube
   (*b*) increased residence time
   (*c*) neither of the above in (*a*) and (*b*).

48. The agitated-film evaporator is particularly effective for
   (*a*) foamy liquid
   (*b*) heat-sensitive liquid
   (*c*) viscous and heat-sensitive liquid.

49. Capacity of an evaporator depends on
   (*a*) number of effects
   (*b*) temperature difference
   (*c*) method of feeding.

(34)

50. In multiple effect evaporation, if the feed is cold, then the method of feeding is of

(*a*) mixed type (*b*) forward type
(*c*) backward type.

51. With the increase in vacuum in the vapour space of an evaporator, the available temperature difference

(*a*) increases (*b*) decreases
(*c*) remains constant.

52. Intermittent tube cleaning can be done in case of

(*a*) horizontal tube evaporator
(*b*) calendria type evaporator
(*c*) basket type evaporator.

53. Tubes used in short-tube vertical evaporators have inside diameters in the range of

(*a*) 5—10 cm (*b*) 5—15 cm
(*c*) 10—25 cm.

54. Tube length in case of long-tube evaporator is

(*a*) 12—24 metre (*b*) 6—15 metre
(*c*) 3—10 metre.

55. A catchall is used in the vapour line of an evaporator to

(*a*) control the vapor flow
(*b*) remove entrained liquid
(*c*) vent the non-condensibles.

56. Number of effects in multiple-effect evaporator system is limited by

(*a*) final product concentration
(*b*) steam pressure
(*c*) total boiling-point rise.

57. For solutions, Oiihrung's plot is used to calculate

(*a*) concentration (*b*) boiling point rise
(*c*) enthalpy.

58. With increase in vacuum in the effect, the value of hydrostatic head

(*a*) increases (*b*) decreases
(*c*) remains almost unaffected.

59. An important liquid property which determines the type of circulation (*viz.* natural or forced) in evaporators is

(*a*) thermal conductivity
(*b*) specific gravity
(*c*) viscosity.

60. Zone refining is a method of producing extremely pure materials by—
   (*a*) redistillation
   (*b*) fractional crystallization
   (*c*) recrystallization.

ANSWERS

1. *d*	2. *d*	3. *a*	4. *b*	5. *b*
6. *c*	7. *b*	8. *c*	9. *a*	10. *b*
11. *a*	12. *b*	13. *a*	14. *b*	15. *c*
16. *b*	17. *b*	18. *b*	19. *a*	20. *c*
21. *c*	22. *b*	23. *a*	24. *a*	25. *b*
26. *c*	27. *c*	28. *a*	29. *c*	30. *b*
31. *c*	32. *a*	33. *b*	34. *c*	35. *d*
36. *a*	37. *c*	38. *c*	39. *b*	40. *b*
41. *c*	42. *b*	43. *b*	44. *c*	45. *b*
46. *c*	47. *a*	48. *c*	49. *b*	50. *c*
51. *a*	52. *c*	53. *a*	54. *c*	55. *b*
56. *c*	57. *b*	58. *a*	59. *c*	60. *c*