

Chimičeskaja promyšlennost'
(1966) Nr 2, S. 61/67

Levačev, A.G., L.A. Zykov, N.Z. Atarov:

**Aufstellen eines mathematischen Modells
für die in einem Mehrstufenverdampfer ab-
laufenden Vorgänge**

In dem vorliegenden Artikel wird eine mathematische Beschreibung des Verdampfungsprozesses einer Sole unter statischen Verhältnissen gegeben, die für die Berechnung auf Analogrechnern angewandt werden kann.

Die Hauptschwierigkeit der mathematischen Beschreibung bestand in dem untersuchten Fall darin, daß es keine direkte Methode für die Aufstellung der Material- und Wärmebilanz eines Mehrstufenverdampfers gibt. Da die Zahl der Unbekannten in der Regel größer ist als die Menge der verfügbaren Gleichungen, müssen die Berechnungen nach dem Iterationsverfahren durchgeführt werden, das sich in der Praxis als ungeeignet für das Aufstellen eines Modells auf einem Analogrechner erweist.

Bei der Entwicklung eines für die Aufstellung eines Modells günstigen Verfahrens wurden für die Verdampferanlage - deren schematische Darstellung Abbildung 1 wiedergibt - folgende Annahmen gemacht:

- der Wärmeverlust im einschließenden Medium und die Mengenverluste mit zwischenüberhitztem Dampf können vernachlässigt werden;
- die Temperatur der zu verdampfenden Lösung ist gleich der Siedetemperatur in der ersten Verdampferstufe;
- die Kristallisations- und Dehydratationswärme ist vernachlässigbar gering im Vergleich zum Hauptwärmefluß;
- das Niveau der Lösung in den Verdampferstufen ist konstant;

der Dampf in den Verdampferstufen ist trocken-
gesättigt;
die thermodynamischen Zustandsgrößen des Dampfes
im Arbeitsbereich sind linear abhängig von der
Temperatur;
die physikalischen Größen der Lösung (Dichte,
Wärmekapazität) sind konstant;
der Stoffaustausch in den Stufen erfolgt schnell
und somit weist die Lösung in jedem beliebigen
Punkt des Volumens die gleiche Konzentration
und die gleiche Temperatur auf.

Wir weisen darauf hin, daß die in Abbildung 1 dargestellte Verdampferanlage sowohl hinsichtlich ihres Arbeitsschemas als auch hinsichtlich der Arbeitswerte typisch für die in der Praxis angewandten Anlagen ist.

MATERIALBILANZ DER VERDAMPFERANLAGE

Im weiteren nehmen wir als bekannt an: die Anfangskonzentration der Lösung (b_0), die Konzentration beim Austritt aus der dritten und vierten Verdampferstufe (b_3 und b_4), den Heizdampfdruck in der ersten Stufe (P_{gr}), den Zwischendampfdruck in der dritten und vierten Stufe (P_3 und P_4) und die Heizfläche der Verdampferstufe (F_j).

Unter den obigen Voraussetzungen kann die Bilanz für die Wärme für die erste Verdampferstufe wie folgt geschrieben werden:

(1)

Unter Anwendung der linearen Abhängigkeit der Wärmekapazität von der Konzentration¹ kann die Gleichung für 1 kg der in die Verdampferanlage eingetretenen Lösung folgende Form

¹ K o l a Ÿ, T.A., R a d u n, D.V, Verdampferanlagen, Masgiz, 1963.

annehmen

(a)

Für S_0 kg in die Verdampferanlage eingetretene Lösung sieht die Gleichung folgendermaßen aus:

(2)

Nach Einsetzen des Wertes (2) in (1) und einigen Umformungen erhalten wir einen Ausdruck für die Bestimmung der in der ersten Verdampferstufe eingedampften Wassermenge

(3)

Wir führen folgende Bezeichnungen ein:

- (b) - Energiekoeffizient für die erste Verdampferstufe, d.h. die Wassermenge, die bei 1 kg Heizdampf eingedampft wird;
- (c) - Temperaturkoeffizient der Lösung, der für die erste Verdampferstufe gleich 0 ist, da die Temperatur der eintretenden Sole gleich der Siedetemperatur der Lösung im Verdampfer ist.

Nach Aufstellung analoger Gleichungen der Wärmebilanz für die zweite und dritte Verdampferstufe erhalten wir ein Gleichungssystem zur Bestimmung der eingedampften Wassermenge in den Verdampferstufen

(4)

worin

(d)

ist.

Das System (4) ergänzen wir durch die Gleichung

(5)

Unter Anwendung der Angaben über die Löslichkeit² konstruieren wir die graphische Darstellung der Abhängigkeit der Wassermenge für 1 kg NaOH von der Konzentration der Lösung (Abbildung 2). Aus der Abbildung geht hervor, daß

• (e)

Unter Anwendung dieses Ausdrucks kann für die Bestimmung der Wassermenge, die in der ersten Verdampferstufe aus der Lösung zur Erhöhung ihrer Konzentration von b_0 auf b_j für 1 kg NaOH eingedampft werden muß, die Gleichung

(f)

gewonnen werden.

Für $S_0 b_0$ kg Ätznatron nimmt diese Gleichung folgende Form an:

(6)

Analog läßt sich die Menge NaCl bestimmen, die bei Erhöhung der Konzentration von b_0 auf b_j ausfällt:

(7)

Für den untersuchten Konzentrationsbereich weisen die Gleichungen (6) und (7) Fehler von $\sim 1\%$ auf.

Die Gleichungen (6) und (7) sind für mit NaCl gesättigte Solen hergeleitet. In der praktischen Anwendung sind Laugen jedoch nicht immer mit diesem Salz gesättigt. Abgesehen davon dringen vor der Eindampfung Entsalzungswasser in die Solen ein, die mengenmäßig etwa 8 % des in den Laugen enthaltenen Wassers ausmachen.

In der Tabelle werden aufgrund von Literaturangaben und

2 H o c k e r, H., Met. Chem. Eng., 23, 961 (1920).

Angaben aus praktischen Versuchen die Bestandteile von schwach und durchschnittlich konzentrierten Solen verglichen.

Analog zu den Gleichungen (6) und (7) können für jede Stufe der Verdampferanlage Gleichungen aufgestellt werden, indem die Korrekturfaktoren M_1 und M_2 eingeführt werden, die den jeweiligen Verdünnungsgrad der Solen durch das Entsalzungswasser und ihren Sättigungsgrad mit NaCl berücksichtigen

(8)

(9)

Für die in der Tabelle aufgeführte Zusammensetzung schwach konzentrierter Solen erhielt man durch Berechnung $M_1 = 1,16$ und $M_2 = 1,46$.

Nachdem wir b_1 durch b_3 ersetzt haben, schreiben wir die Gleichung (8) für die gesamte dreistufige Anlage wie folgt

(10)

In dem Gleichungssystem (4) drücken wir W_2 und W_3 durch W_1 aus und setzen sie in die Gleichung (10) ein. Nach Auflösung der Gleichung nach W_1 erhalten wir eine Gleichung zur Bestimmung der in der ersten Verdampferstufe eingedampften Wassermenge

(11)

In den Gleichungen (4) und (11) sind die Menge des aus der ersten und zweiten Verdampferstufe zu entnehmenden Zwischendampfes, e_1 und e_2 , sowie alle Energie- und Temperaturkoeffizienten unbekannt. Um diese Größen zu finden, muß der Temperaturverlauf in jeder Verdampferstufe bekannt sein.

Hat man den Heizdampfdruck in der ersten Verdampferstufe

und den Zwischendampfdruck in der vierten, dann läßt sich die Temperaturdifferenz für die gesamte Verdampferanlage bestimmen. Verteilt man dann die Gesamttemperaturdifferenz auf die Verdampferstufen, so findet man die Dampfzustandsgrößen und die unbekanntenen Größen der Lösung, die den Temperaturverlauf in den Verdampferstufen charakterisieren. Hierfür muß zunächst die physikalisch-chemische Siedepunkterniedrigung für die Verdampferstufen errechnet werden.

Die Berechnung der physikalisch-chemischen Siedepunkterniedrigung erfolgt in der Regel nach der Tiszenko-Gleichung

, <g>

wobei Δ_n - die normale physikalisch-chemische, von der Konzentration der Laugen abhängige Siedepunkterniedrigung ist;
 η_4 - der Korrekturfaktor, der die Abhängigkeit der Siedepunkterniedrigung vom Zwischendampfdruck berücksichtigt.

Die Tiszenko-Gleichung kann jedoch nur für schwach konzentrierte NaOH-Lösungen angewandt werden. Solen sind stärker konzentrierte Lösungen. Die für sie nach obiger Gleichung berechneten Siedepunkterniedrigungen weichen von den tatsächlichen wesentlich ab. Die Abweichung wird größer mit zunehmender Konzentration der Laugen.

Über die Siedepunkte von Solen in den Stufen einer Verdampferanlage im Druckbereich zwischen 0,6 und 9,0 kp/cm² und für Konzentrationsstärken zwischen 0,1 und 0,5 kg/kg liegen Versuchsangaben vor. Nach diesen Angaben haben wir die physikalisch-chemische Siedepunkterniedrigung für die Verdampferstufen bestimmt. Die so gewonnenen Versuchswerte wurden mit den nach dem Düring-, Babeau- und Tiszenko-Verfahren berechneten Werten für die Siedepunkterniedrigung verglichen. Die stärkste Abweichung vom Versuch wurde bei der Tiszenko-Gleichung, die geringste beim Düring-Verfahren festgestellt.

Experimentell wurde gezeigt, daß die Siedepunkterniedri-

gung geringfügig vom Druck, in starken Maße aber von der Konzentration der Lösung abhängt.

Da die Bestandteile der untersuchten Solen von den praktisch angewandten wenig abweichen, können die Versuchsergebnisse für die entsprechenden Berechnungen benutzt werden.

Auf der Basis der Versuchswerte wurde die graphische Abhängigkeit der Siedepunkterniedrigung Δ_j vom Quadrat der Konzentration b_j konstruiert (Abbildung 3). Nach bekannter Methode wurde aus Abbildung 3 die Gleichung

(12)

gewonnen.

Für die Berechnung der Siedepunkterniedrigung nach der Gleichung (12) wurden folgende Werte für die Konzentration in den Verdampferstufen angenommen:

$b_1 = 0,14 \text{ kg/kg}, b_2 = 0,2 \text{ kg/kg}, b_3 = 0,3 \text{ kg/kg}$
und $b_4 = 0,5 \text{ kg/kg}.$

Die Ergebnisse der Berechnung sind folgende:

<u>Verdampferstufe</u>	<u>$\Delta_j, ^\circ\text{C}$</u>	<u>Verdampferstufe</u>	<u>$\Delta_j, ^\circ\text{C}$</u>
1	11,5	3	22
2	14,5	4	46

Die gesamte zur Verfügung stehende Temperaturdifferenz der Verdampferanlage bestimmt sich nach der Gleichung

(13)

Zur Berechnung des Energiekoeffizienten ϵ_j und des Temperaturkoeffizienten β_j müssen die wärmetechnischen Größen für die Verdampferstufen bekannt sein.

Die verfügbare Temperaturdifferenz wird für die erste Verdampferstufe nach der Formel¹

(14)

bestimmt;

für die zweite und vierte Verdampferstufe ($j = 2$ und $j = 4$)
nach der Formel¹

, (15)

worin $a = 0,8 - 1,0$ ist.

Für das von uns zu untersuchende Schema (s. Abb. 1)
gilt

(16)

Nach Bestimmung der wärmetechnischen Größen der Verdampferstufen für eine Reihe von Drücken mittels der Gleichungen (12) - (16) können die Koeffizienten σ_j und β_j nach den Gleichungen

(h)

(i)

berechnet werden.

In den Abbildungen 5 und 4 wird die Abhängigkeit der Koeffizienten σ_j und β_j vom Heizdampfdruck und Restdruck dargestellt. Aus den Abbildungen wird ersichtlich, daß im Bereich des Heizdampfdrucks $P_{gx} = 10 \pm 2 \text{ kp/cm}^2$ und des Restdrucks $P_3 = P_4 = 0,15 \pm 0,05 \text{ kp/cm}^2$ die Änderung der Größe σ_j 0,5 % und die von β_j 10 % beträgt. Folglich können der Energie- und Temperaturkoeffizient für jede Verdampferstufe als unveränderlich angesehen werden.

Die zu entnehmende Zwischendampfmenge wird nach der Gleichung der Wärmebilanz der jeweiligen Erhitzer berechnet.

Im folgenden wird die Berechnung der Zwischendampfmenge, ϵ_1 , die der ersten Verdampferstufe entnommen wird und in den Erhitzer 6 der Solen eintritt (s. Abb. 1), aufgezeigt

Die Gleichung der Wärmebilanz für den Erhitzer 6 (Abbildung 6) sieht folgendermaßen aus:

, (17)

wobei Θ'_{pd} und Θ''_{pd} die Temperaturen der Lösung beim Eintritt in den Erhitzer und bei ihrem Austritt sind.

Da in den Erhitzer eine ungefähre Dampfmenge von $0,2 D_{pd}$ aus dem Verdampfer des Kondensats eintritt, kann als Richtwert $\epsilon'_1 = 0,8 D_{pd}$ angenommen werden. Unter Berücksichtigung der Gleichung (17) folgt:

(18)

Hat man die Temperaturdifferenz der Flüssigkeit vor dem Eintritt in den Erhitzer und nach dem Austritt aus dem Erhitzer $\Theta''_{pd} - \Theta'_{pd}$ und den Zwischendampfdruck in der ersten Verdampferstufe, drücken wir ϵ'_1 als Funktion des Mengenverbrauchs der Solen mit der Anfangskonzentration b_0 aus.

Für unser Schema nehmen wir an: $\Theta''_{pd} - \Theta'_{pd} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$,
 $c_0 = 0,86 \text{ kcal}/(\text{kg} \cdot \text{grd})$ und $i_1 - \bar{t}_{k1} = 504 \text{ kcal}/\text{kg}$. Dann gilt nach Gleichung (18)

(19)

Weiter wird die Zwischendampfmenge, die aus der zweiten Verdampferstufe entnommen wird und in den Erhitzer 7 der Solen (s. Abb. 1) und in die vierte Stufe eintritt (ϵ'_2 und ϵ''_2), berechnet.

Die gesamte Dampfmenge, die der zweiten Verdampferstufe entnommen wird, ist

$$\epsilon_2 = \epsilon'_2 + \epsilon''_2$$

Die Gleichung der Wärmebilanz für die vierte Verdampferstufe hat folgende Form:

, (20)

wobei $S_3 = S_0 \frac{b_0}{b_3}$;

W_4 nach Gleichung (8) bestimmt wird;

$$\Theta_4 - \Theta_3 = \Delta_4 - \Delta_3, \text{ da } \Theta_3 = t_3 + \Delta_3, \Theta_4 = t_4 + \Delta_4 \text{ und } t_3 = t_4 .$$

Also ist die Zwischendampfmenge, die aus der zweiten Verdampferstufe in die vierte eintritt

(21)

Gemäß Gleichung (12) gilt

<j>

<k>

Die Verdampfungswärme r_2 und r_4 bestimmt sich nach den wärmetechnischen Größen der jeweiligen Verdampferstufe (dabei können die Nenngrößen angenommen werden).

$$\begin{aligned} \text{Wir nehmen an: } P_{gr} &= 10 \text{ kp/cm}^2, \quad P_4 = 0,15 \text{ kp/cm}^2, \\ r_2 &= 524 \text{ kcal/kg}, \quad r_4 = 567 \text{ kcal/kg} \\ \text{und } c_3 &= c_0 = 0,86 \text{ kcal/(kg.grd)} . \end{aligned}$$

Bei diesen Größen sieht die Gleichung (21) folgendermaßen aus:

(22)

Die aus der zweiten Verdampferstufe in den Erhitzer 7 der Solen eintretende Zwischendampfmenge wird nach der Wärmebilanz des Erhitzers unter Berücksichtigung, daß $\epsilon_2 = 0,5 D_{pd}$ berechnet.

Analog zu dem Ausdruck für den Erhitzer 6 erhalten wir in allgemeiner Form

(23)

Vorausgesetzt, daß auch in diesem Fall $\Theta_{pd}^v - \Theta_{pd}^d = 30 \text{ }^\circ\text{C}$,
 $c_0 = 0,86 \text{ kcal/(kg.grd)}$ und $i_2 - \bar{t}_{k2} = 524 \text{ kcal/kg}$,
folgt aus der Gleichung (23)

(24)

Die Gesamtmenge zu entnehmenden Dampfes ε_2 beträgt:

(25)

Nachdem wir die zu entnehmende Dampfmenge durch die Anfangsgrößen (S_0, b_0, b_3) ausgedrückt haben, stellen wir ein Gleichungssystem der Materialbilanz der Verdampferanlage auf

(26)

Nach Auflösung der Gleichung (8) nach b_j bestimmen wir die Konzentration für die Verdampferstufen

(27)

Mit der gefundenen Größe W_1 berechnen wir die Konzentration in der ersten Verdampferstufe

(28)

Da b_1 und W_2 bekannt sind, kann b_2 unter Berücksichtigung, daß $S_0 b_0 = S_1 b_1 = S_j b_j$, berechnet werden

(29)

Die Konzentration b_3 und b_4 wurde von uns als bekannt vorausgesetzt.

Die ausgefallene Salzmenge wird für die Verdampferstufen nach der Gleichung (9) bestimmt

(30)

Für die ersten drei Stufen gilt:

(30a)

Der Solendurchsatz wird aus den Gleichungen

(31)

errechnet.

THERMODYNAMISCHE BERECHNUNG DER VERDAMPFERANLAGE

Die wärmetechnischen Größen der Verdampferstufen lassen sich berechnen, wenn man von der Temperatur t_{gr} oder t_1 ausgeht.

Wird t_4 als Bezugstemperatur des Zwischendampfes angenommen, bestimmen wir entsprechend:

die Siedetemperatur der Lösung in der vierten Verdampferstufe

$$\Theta_4 = \quad (32)$$

die Siedetemperatur der Lösung in der dritten Verdampferstufe

$$\Theta_3 = \quad (33)$$

wobei $t_3 = t_4$,

die Temperatur des Zwischendampfes der zweiten Stufe

$$t_2 = \quad (34)$$

die Siedetemperatur der Lösung in der zweiten Stufe

$$\Theta_2 = \quad (35)$$

die Temperatur des Zwischendampfes der ersten Stufe

$$t_1 = \quad (36)$$

die Siedetemperatur der Lösung in der ersten Stufe

$$\Theta_1 = \quad (37)$$

die Heizdampf­temperatur der ersten Stufe

$$t_{gr} = \quad (38)$$

Die Berechnung wird analog durchgeführt, wenn die Temperatur t_{gr} als Bezugstemperatur angenommen wird.

In den Gleichungen (34) - (38) können die Unbekannten Δt_1 , Δt_2 und Δt_3 durch die Anfangsgrößen S_0 , b_0 , b_3 und die Werte der Mengenrechnung W_1 , W_2 , W_3 , ϵ_1 , ϵ_2 ausgedrückt werden.

Zu diesem Zweck stellen wir die Gleichungen der Wärmebilanz für alle Verdampferstufen auf

$$(39)$$

wobei $(S_0 c_0 - W_1) \beta_2$ und $(S_0 c_0 - W_1 - W_2) \beta_3$ der infolge Selbstverdampfung der Lösung gewonnene Zwischendampfanteil ist;

$S_3 c_0 (\Delta_4 - \Delta_3)$ - die für die Erhitzung der Lösung bis zum Siedepunkt in der vierten Verdampferstufe erforderliche Wärme.

Das System (39) wird (unter der Voraussetzung der Kontinuität des Prozesses) umgeformt zu der Gleichung

$$(40)$$

Aus letzterer drücken wir die verfügbare Temperaturdifferenz Δt_2 und Δt_4 durch Δt_1 aus:

$$(41)$$

$$(42)$$

Die verfügbare Temperaturdifferenz für die dritte Verdampferstufe beträgt

$$(43)$$

Unter Berücksichtigung, daß $t_3 = t_4$ ist, finden wir nach Einsetzen von Δt_2 und Δt_3 aus den Gleichungen (41) und (43) in (38)

(44)

Bei Hintereinanderschaltung der Zwischendampfspeisung der dritten und vierten Verdampferstufe muß anstelle der Gleichung (43) die Beziehung

$$\Delta t_3 = \quad (45)$$

angewandt werden.

Die verfügbare Temperaturdifferenz für die erste Verdampferstufe ist in diesem Fall

$$\Delta t_1 = \quad (46)$$

In den Gleichungen (41) - (46) sind die Wärmedurchgangskoeffizienten K_j unbekannt; sie werden nach bekannter Methode bestimmt.

Die Ergebnisse einer solchen Berechnung sind für den untersuchten Fall in Abbildung 7 dargestellt. Aus dieser Abbildung geht hervor, daß K_j in verhältnismäßig geringem Maße vom Heizdampfdruck und praktisch überhaupt nicht vom Restdruck abhängt. Im Änderungsbereich von P_2 von 0,1 bis 0,2 kp/cm^2 liegen die Werte für K für jede Verdampferstufe auf einer Kurve.

AUFSTELLEN EINES BERECHNUNGSMODELLS FÜR EINEN MEHRSTUFENVERDAMPFER

Wir setzen in die Gleichungen (26), (28) - (30a), (41) - (44) die Zahlenwerte der Energie- und Temperaturkoeffizienten und der Verdampfungswärme für den Nennbetrieb der Verdampferanlage ein. Dabei erhalten wir Systeme von Gleichungen der Material- und Wärmebilanz, die durch die Anfangsgrößen S_0 , b_0 , b_3 und b_4 ausgedrückt werden.

Gleichungen des Dampfdurchsatzes

(47)

Gleichungen der Konzentration der
Solen

(48)

Gleichungen der aus der Lösung aus-
gefallenen Salzmenge

(49)

Gleichungen der physikalisch-chemischen
Siedepunkterniedrigung

(50)

Gleichungen der verfügbaren Tem-
peraturdifferenzen

(51)

Ergänzendes System von Gleichungen

(52)

Nach den Gleichungssystemen (47) - (52) kann man ein Schema eines elektrischen Modells aufstellen und es auf Analogrechnern auswerten.

Zur Kontrolle der Systeme (47) - (52) wurde die Nennbetriebsweise der Verdampferanlage mit Hilfe des Iterationsverfahrens nachgerechnet. Die Analyse der am Modell gewonnenen Lösungsergebnisse ergab eine völlig zufriedenstellende Annäherung an die nach dem Iterationsverfahren berechneten Ergebnisse.

B e z e i c h n u n g e n

- D = Dampfverbrauch, kg/h
E = Menge des zu entnehmenden Zwischendampfes, kg/h
S = Mengenverbrauch der Solen, kg/h
w = die aus 1 kg Lösung eingedampfte Wassermenge, kg/kg
W = Sw = die aus der Gesamtlösung eingedampfte Wassermenge, kg/h
G_c = die aus der Lösung ausgefallene Salzmenge, kg/h
G_w = die in 1 kg Sole enthaltene Wassermenge, kg/kg
G_s = die in 1 kg Sole enthaltene Salzmenge, kg/kg
b = Konzentration der Solen, kg/kg
P = Dampfdruck, kp/cm²
t = Dampftemperatur, °C
i = Dampfwärme, kcal/kg
r = Verdampfungswärme, kcal/kg
t_k = Kondensationswärme, kcal/kg
Δt = verfügbare Temperaturdifferenz, °C
θ = Temperatur der Lösung der Solen, °C
Δ = physikalisch-chemische Siedepunkterniedrigung, °C
ε = Energiekoeffizient
β = Temperaturkoeffizient
K = Wärmedurchgangskoeffizient, kcal/(m² · h · grd)
c = Wärmekapazität, kcal/(kg · grd)
F = Heizfläche der Verdampferstufe, m²

I n d i z e s

- 0 = für die eintretende Lösung
j = 1, 2, 3, 4 = Ordnungszahl der Verdampferstufe entsprechend dem Verlauf der Lösung
n = Anzahl der Verdampferstufen
gr = für den Heizdampf
pd = für den Erhitzer

Abbildungen

Abbildung 1 Schematische Darstellung der Verdampferanlage:
1, 2, 3, 4 - Verdampferstufen; 5, 6, 7 - Erhitzer der Anfangssolen, durch Heisdampf bzw. Zwischendampf der ersten Verdampferstufe und Zwischendampf der zweiten Verdampferstufe; 8 - Zentrifuge

- I - Heisdampf
- II - Kondensat
- III - Dampf aus dem Verdampfer des Kondensats
- IV - Dampf aus dem Verdampfer des Kondensats
- V - schwache Solen
- VI - zum Kondensator mit barometrischem Fallrohr
- VII - Salz

Abbildung 2 Abhängigkeit des Wasser- und Salzgehalts in den Solen von der NaOH-Konzentration:

<1>

Abbildung 3 Abhängigkeit der physikalisch-chemischen Siedepunkterniedrigung von der Konzentration der Solen

Abbildung 4 Abhängigkeit des Energiekoeffizienten vom Heisdampf- und Vakuumdruck:

<m>

Abbildung 5 Abhängigkeit des Temperaturkoeffizienten vom Heisdampf- und Vakuumdruck:

<n>

Abbildung 6 Zur Wärmebilanz des Erhitzers 6 (s. Abb. 1)

I - Dampf aus dem Verdampfer des Kondensats

Abbildung 7 Abhängigkeit des Wärmedurchgangskoeffizienten vom Heisdampfdruck im Vakuum 0,1 - 0,2 kp/cm²

Tabelle
(S.62)

Bestandteile

Meßwerte
g/l

Literaturangaben²
g/l

Konzentration b_0

Konzentration b_1

Stuttgart, den 5.7.1968

i.A.

Monika Wagenknecht

(Monika Wagenknecht)

Dipl.-Übersetzerin

О моделировании установившихся процессов в многокорпусной выпарной установке

А. Г. ЛЕВАЧЕВ, Л. А. ЗЫКОВ, Н. З. АТАРОВ

42 А2

В настоящей статье дано математическое описание процесса выпаривания электролитической щелочи в статических условиях применительно к расчету на аналоговых машинах.

Основная трудность математического описания в рассматриваемом случае обусловлена отсутствием прямого метода составления материального и теплового балансов многокорпусной выпарной установки. Поскольку число неизвестных обычно превышает количество получаемых уравнений, расчеты приходится вести методом последовательных приближений, практически непригодным для моделирования на аналоговой машине.

При разработке метода составления балансов, пригодного для моделирования, применительно к установке, схема которой представлена на рис. 1, были сделаны следующие допущения:

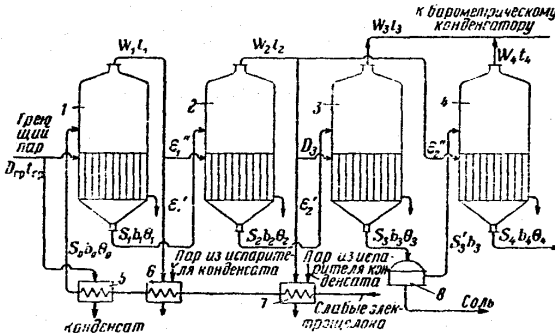


Рис. 1. Схема выпарной установки:

1, 2, 3 и 4 — корпуса; 5, 6 и 7 — подогреватели исходных электрощелочков соответственно греющим паром, вторичным паром первого корпуса и вторичным паром второго корпуса; 8 — центрифуга.

потерями тепла в окружающую среду и потерями вещества с вторичным паром можно пренебречь; температура раствора, поступающего на выпаривание, равна температуре кипения в первом корпусе; тепло кристаллизации и дегидратации пренебрежимо мало по сравнению с основным тепловым потоком;

уровень раствора в аппаратах постояен; пар в аппаратах — сухой насыщенный; термодинамические параметры пара в рабочем диапазоне линейно зависят от температуры; физические параметры раствора (плотность, теплоемкость) постоянны;

массообмен в аппаратах происходит мгновенно, и, таким образом, в любой точке объема раствор имеет одинаковую концентрацию и температуру.

Отметим, что представленная на рис. 1 выпарная установка является типовой как по своей технологической схеме, так и по рабочим параметрам.

Материальный баланс выпарной установки

В дальнейшем будем считать известными: начальную концентрацию раствора (b_0), концентрации на выходе из третьего и четвертого корпусов (b_3 и b_4), давление греющего пара в первом корпусе ($P_{гр}$), давление вторичного пара в третьем и четвертом корпусах (P_3 и P_4), греющую поверхность корпуса (F).

При сделанных допущениях можно написать уравнение теплового баланса для первого корпуса*

$$D_{гр}i_{гр} + S_0c_0\theta_0 = W_1i_1 + (S_0 - W_1)c_1\theta_1 + D_{гр}\bar{t}_{к1} \quad (1)$$

Используя линейную зависимость теплоемкости от концентрации¹, напомним уравнение для 1 кг раствора, поступившего из выпарную установку

$$c_1(1 - \omega_1) = c_0 - \omega_1$$

Для S_0 кг раствора, поступившего на установку, это уравнение имеет вид

$$c_1(S_0 - W_1) = S_0c_0 - W_1 \quad (2)$$

После подстановки значения (2) в (1) и ряда преобразований получим выражение для определения количества воды, выпаренной в первом корпусе

$$W_1 = D_{гр} \frac{(i_{гр} - \bar{t}_{к1})}{(i_1 - \theta_1)} + S_0c_0 \frac{(\theta_0 - \theta_1)}{(i_1 - \theta_1)} \quad (3)$$

Введем следующие обозначения:

$$\alpha_1 = \frac{i_{гр} - \bar{t}_{к1}}{i_1 - \theta_1} \text{ — коэффициент испарения для пер-$$

вого корпуса, т. е. количество воды, выпариваемой за счет тепла 1 кг греющего пара;

$$\beta_1 = \frac{\theta_0 - \theta_1}{i_1 - \theta_1} \text{ — коэффициент самоиспарения рас-$$

твора, который для первого корпуса равен нулю, так как температура входящих электрощелочков равна температуре кипения раствора в аппарате.

Написав аналогичные уравнения теплового баланса для второго и третьего корпусов, получим систему уравнений для определения количества выпаренной воды по корпусам

$$\left. \begin{aligned} W_1 &= D_{гр}\alpha_1 \\ W_2 &= (W_1 - z_1)\alpha_2 + (S_0c_0 - W_1)\beta_2 \\ W_3 &= (W_2 - z_2)\alpha_3 + (S_0c_0 - W_1 - W_2)\beta_3 \end{aligned} \right\} \quad (4)$$

где
$$\alpha_2 = \frac{i_1 - \bar{t}_{к2}}{i_2 - \theta_2};$$

* Теплоемкость конденсата здесь и далее принимается равной единице.

¹ Т. А. Колач, Д. В. Радун, Выпарные станции, Машгиз, 1963.

$$\beta_2 = \frac{\theta_1 - \theta_2}{i_2 - \theta_2};$$

$$c_2 = \frac{i_2 - i_{\text{кв}}}{i_2 - \theta_2};$$

$$\beta_3 = \frac{\theta_1 - \theta_3}{i_2 - \theta_3}.$$

Систему (4) дополним равенством

$$\sum_1^3 W_j = W_1 + W_2 + W_3 \quad (5)$$

Используя данные о растворимости², построим график зависимости количества воды, приходящейся на 1 кг NaOH, от концентрации раствора (рис. 2). Из рисунка следует, что

$$g_{\text{в}} = 0,725 \frac{1}{b_j} - 0,3$$

Воспользовавшись этим выражением, можно получить уравнение для определения количества воды,

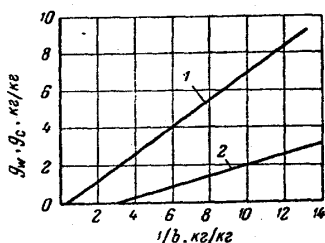


Рис. 2. Зависимость содержания воды и соли в электрощелоках от концентрации NaOH:

$$1-g_w = f_1\left(\frac{1}{b}\right); 2-g_c = f_2\left(\frac{1}{b}\right).$$

которое необходимо выпарить в первом корпусе из раствора для повышения его концентрации с b_0 до b_j в расчете на 1 кг NaOH

$$w_j = 0,725 \frac{b_j - b_0}{b_j b_0}$$

Для $S_0 b_0$ кг каждого натра это уравнение примет вид

$$W_j = 0,725 S_0 \frac{b_j - b_0}{b_j} \quad (6)$$

Аналогично определяется количество NaCl, выпадающего в осадок при повышении концентрации с b_0 до b_j

$$G_{c_j} = 0,284 S_0 \frac{b_j - b_0}{b_j} \quad (7)$$

Для рассматриваемого интервала концентраций уравнения (6) и (7) дают погрешность $\sim 1\%$.

Уравнения (6) и (7) выведены для электрощелоков, насыщенных NaCl. Однако на практике электрощелока не всегда насыщены этой солью. Кроме того, перед выпариванием в электрощелока поступают промывные воды в количестве около 8% от содержащейся в щелоках воды.

В таблице на основе практических и литературных данных сравниваются составы слабых и средних по концентрации электрощелоков.

² Н. Ноокер, Met. Chem. Eng., 23, 961 (1920).

Компоненты	По практическим данным		По литературным данным	
	г/л	%	г/л	%
Концентрация b_0				
NaOH	125	10,4	122,8	10
NaCl	165	13,7	229,6	18,7
Na ₂ SO ₄	5	0,4	—	—
H ₂ O	910	75,5	875,6	71,3
	1205	100,0	1228,0	100,0
Концентрация b_j				
NaOH	401,4	30	401	30
NaCl	60,5	4,5	66,5	5
Na ₂ SO ₄	16	1,2	—	—
H ₂ O	860	64,3	867	65
	1337,9	100,0	1334,5	100,0

По аналогии с уравнениями (6) и (7) для каждого корпуса выпарной установки можно написать уравнения, введя в них поправочные коэффициенты M_1 и M_2 , учитывающие соответственно степень разбавления электрощелоков промывными водами и степень их насыщения NaCl

$$W_j = 0,725 M_1 S_{j-1} \frac{b_j - b_{j-1}}{b_j} \quad (8)$$

$$G_{c_j} = \frac{0,284}{M_2} S_{j-1} \frac{b_j - b_{j-1}}{b_j} \quad (9)$$

Для приведенного в таблице состава слабых электрощелоков расчетом получено $M_1 = 1,16$ и $M_2 = 1,46$.

Напишем уравнение (8) для всей трехкорпусной установки, заменив в нем b_j на b_3

$$W_1 + W_2 + W_3 = 0,725 M_1 S_0 \frac{b_3 - b_0}{b_3} \quad (10)$$

Из системы (4) выразим W_2 и W_3 через W_1 и подставим их в уравнение (10). Решив его относительно W_1 , получим уравнение для определения количества воды, выпаренной в первом корпусе

$$W_1 = \frac{0,725 M_1 S_0 \frac{b_3 - b_0}{b_3} - S_0 c_0 (\beta_2 + \alpha_2 \beta_2 + \beta_3 + \beta_2 \beta_3)}{1 + c_2 - \beta_2 + \alpha_2 \beta_2 - \alpha_2 \beta_2 - \alpha_2 \beta_2 - \beta_3 + \beta_2 \beta_3} + \frac{+ \beta_3 - \beta_2 \beta_3}{1 + c_2 - \beta_2 + \alpha_2 \beta_2 - \alpha_2 \beta_2 - \alpha_2 \beta_2 - \beta_3 + \beta_2 \beta_3} + \frac{+ \epsilon'_1 (\alpha_2 \beta_2 - \alpha_2 \beta_2 + c_2) + \alpha_2 \beta_2}{1 + c_2 - \beta_2 + \alpha_2 \beta_2 - \alpha_2 \beta_2 - \alpha_2 \beta_2 - \beta_3 + \beta_2 \beta_3} \quad (11)$$

В уравнениях (4) и (11) неизвестными являются количества вторичного пара, отбираемого из первого и второго корпусов, ϵ'_1 и ϵ_2 , а также все коэффициенты испарения и самоспарения. Чтобы найти эти величины, необходимо знать температурный режим каждого корпуса.

Задавшись давлением греющего пара в первом корпусе и вторичного пара в четвертом, можно определить разность температур для всей выпарной установки. Распределив затем общую разность температур по корпусам, найдем параметры пара и раствора,

характеризующие температурный режим корпусов. Для этого необходимо предварительно рассчитать физико-химическую депрессию по корпусам.

Расчет физико-химической депрессии обычно ведут по уравнению Тищенко

$$\Delta_j = \Delta_n \gamma_n$$

где Δ_n — нормальная физико-химическая депрессия, зависящая от концентрации щелоков;
 γ_n — поправочный коэффициент, учитывающий зависимость депрессии от давления вторичного пара.

Однако уравнение Тищенко применимо для слабых по концентрации растворов NaOH. Электрощелоки являются более концентрированными растворами. Депрессии, подсчитанные для них по данному уравнению, существенно отличаются от действительных. Величина расхождения увеличивается с ростом концентрации щелоков.

Имеются экспериментальные данные по температурам кипения электрощелоков в корпусах выпарной установки в диапазоне давлений 0,6—9,0 кг/см² и концентраций 0,1—0,5 кг/кг. По этим данным мы и определяли физико-химическую депрессию по корпусам. Полученные экспериментальные значения сравнивались с величинами депрессий, подсчитанными методами Дюринга, Бабо и Тищенко. Установлено, что наибольшее отклонение от эксперимента дает уравнение Тищенко, наименьшее — правило Дюринга.

Экспериментально показано, что депрессия незначительно зависит от давления и существенно зависит от концентрации раствора.

Поскольку составы исследованных электрощелоков близки к практическим, результаты эксперимента можно использовать для соответствующих расчетов.

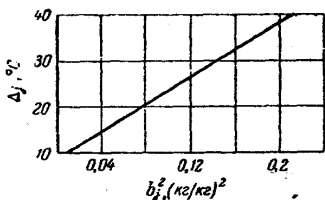


Рис. 3. Зависимость физико-химической депрессии от концентрации электрощелоков.

На основе опытных данных построена графическая зависимость депрессии Δ_j от квадрата концентрации b_j (рис. 3). Обычным путем из рис. 3 получено уравнение

$$\Delta_j = 8,5 + 150b_j^2 \quad (12)$$

Для расчета депрессии по уравнению (12) приняты следующие значения концентраций по корпусам: $b_1 = 0,14$ кг/кг, $b_2 = 0,2$ кг/кг, $b_3 = 0,3$ кг/кг и $b_4 = 0,5$ кг/кг. Результаты расчета представлены ниже:

Корпус	Δ_j , %	Корпус	Δ_j , %
1	11,5	3	22
2	14,5	4	46

Общая полезная разность температур выпарной установки определяется из равенства

$$\sum_1^n \Delta t_{пол} = t_{гр} - t_4 - \sum_1^n \Delta_j \quad (13)$$

Для расчета коэффициентов испарения σ_j и самоиспарения β_j необходимо знать теплотехнические параметры по корпусам.

Полезная разность температур для первого корпуса определяется по формуле¹

$$\Delta t_1 = \sum_1^n \Delta t_{пол} \frac{1}{n + a \sum_1^n \left(\frac{j-1}{n-1} \right)^2} \quad (14)$$

а для второго и четвертого корпусов ($j=2$ и $j=4$) — по формуле¹

$$\Delta t_j = \Delta t_1 \left[1 + a \left(\frac{j-1}{n-1} \right)^2 \right] \quad (15)$$

где $a = 0,8-1,0$.

Для рассматриваемой нами схемы (см. рис. 1)

$$\Delta t_3 = \Delta t_4 + (\Delta_4 - \Delta_3) \quad (16)$$

Определив с помощью уравнений (12)—(16) теплотехнические параметры по корпусам для ряда давлений, рассчитывают коэффициенты σ_j и β_j по уравнениям

$$\sigma_j = \frac{i_{гр} - \bar{t}_{кв}}{i_j - \theta_j}$$

$$\beta_j = \frac{\theta_{j-1} - \theta_j^*}{i_j - \theta_j}$$

На рис. 4 и 5 показана зависимость коэффициентов соответственно σ_j и β_j от давления греющего пара и остаточного давления. Из рисунков видно, что в диапазоне изменения давления греющего пара $P_{гр} = 10 \pm 2$ кг/см² и остаточного давления $P_3 = P_4 = 0,15 \pm 0,05$ кг/см² величина σ_j изменяется в пределах 0,5%, а β_j — в пределах 10%. Следовательно, коэффициенты испарения и самоиспарения для каждого корпуса можно считать неизменными.

Количества отбираемого вторичного пара рассчитываются по уравнениям теплового баланса соответствующих подогревателей.

Ниже представлен расчет количества вторичного пара ϵ'_1 , отбираемого из первого корпуса и поступающего в подогреватель электрощелоков б (см. рис. 1).

Уравнение теплового баланса подогревателя б (рис. 6) имеет вид

$$S_0 c_0 (\theta'_{нд} - \theta''_{нд}) = D_{нд} (t_1 - \bar{t}_{кв}) \quad (17)$$

где $\theta'_{нд}$ и $\theta''_{нд}$ — температуры раствора на входе в подогреватель и на выходе из него.

Так как в подогреватель поступает пар из испарителя конденсата в количестве около $0,2D_{нд}$, можно ориентировочно принять $\epsilon'_1 = 0,8D_{нд}$. С учетом уравнения (17)

$$\epsilon'_1 = 0,8 \frac{S_0 c_0 (\theta'_{нд} - \theta''_{нд})}{i_1 - \bar{t}_{кв}} \quad (18)$$

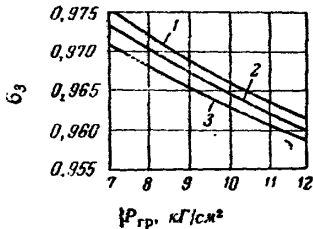
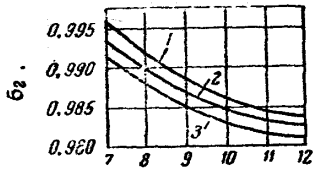
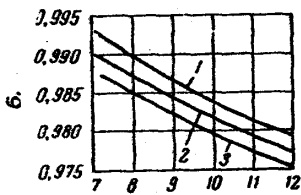


Рис. 4. Зависимость коэффициента испарения от давления греющего пара и вакуума:

1— $P_3=0,1$ кг/см²; 2— $P_3=0,15$ кг/см²; 3— $P_3=0,2$ кг/см².

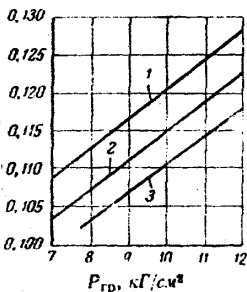
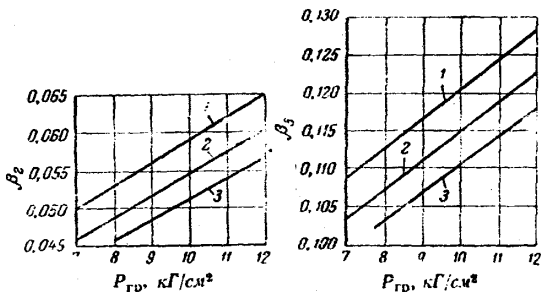


Рис. 5. Зависимость коэффициента самоиспарения от давления греющего пара и вакуума:

1— $P_3=0,1$ кг/см²; 2— $P_3=0,15$ кг/см²; 3— $P_3=0,2$ кг/см².

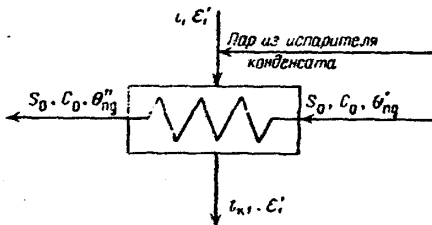


Рис. 6. К тепловому балансу подогревателя 6 (см. рис. 1).

Задавшись разностью температур жидкости до и после подогревателя $\theta''_{нд}-\theta'_{нд}$ и давлением вторичного пара в первом корпусе, выразим ϵ'_j как функцию расхода электрощелоков с начальной концентрацией b_0 .

Для нашей схемы принимаем $\theta''_{нд}-\theta'_{нд}=30$ °С, $c_0=0,86$ ккал/(кг·град) и $i_1-i_{к1}=504$ ккал/кг. При этом по уравнению (18)

$$\epsilon'_1 = 0,041 S_c \quad (19)$$

Далее рассчитываются количества вторичного пара, отбираемого из второго корпуса и поступающего в подогреватель электрощелоков 7 (см. рис. 1) и в четвертый корпус (ϵ'_2 и ϵ'_3).

Общее количество пара, отбираемого из второго корпуса

$$\epsilon_2 = \epsilon'_2 + \epsilon'_3$$

Уравнение теплового баланса для четвертого корпуса имеет вид

$$S_3 c_3 (\theta_4 - \theta_3) + W_4 r_4 = \epsilon'_2 r_2 \quad (20)$$

где $S_3 = S_0 \frac{b_0}{b_3}$;

W_4 определяется по уравнению (8); $\theta_4 - \theta_3 = \Delta_4 - \Delta_3$, так как $\theta_3 = t_3 + \Delta_3$, $\theta_4 = t_4 + \Delta_4$ и $t_3 = t_4$.

Таким образом, количество вторичного пара, поступающего из второго корпуса в четвертый

$$\epsilon'_2 = \frac{S_0 \frac{b_0}{b_3} c_3 (\Delta_4 - \Delta_3) + 0,84 S_0 b_0 \frac{b_4 - b_3}{b_3 b_4} r_4}{r_2} \quad (21)$$

Согласно уравнению (12)

$$\Delta_3 = 8,5 + 150 b_3^2$$

$$\Delta_4 = 8,5 + 150 b_4^2$$

Теплоты парообразования r_2 и r_4 определяются по теплотехническим параметрам соответствующего аппарата (эти значения можно брать по номинальному режиму).

Принимаем $P_{гр}=10$ кг/см², $P_4=0,15$ кг/см², $r_2=524$ ккал/кг, $r_4=567$ ккал/кг и $c_3=c_0=0,86$ ккал/(кг·град).

При этих параметрах (21) будет иметь следующий вид:

$$\epsilon'_2 = 0,967 S_0 \frac{b_0}{b_3} - 0,246 S_0 b_0 b_3 - 1,81 S_0 b_0 \quad (22)$$

Количество вторичного пара, поступающего из второго корпуса в подогреватель электрощелоков 7 рассчитывается по тепловому балансу подогревателя с учетом того, что $\epsilon'_2 = 0,5 D_{нд}$.

В общем виде аналогично выражению для подогревателя 6 получим

$$\epsilon'_2 = 0,5 \frac{S_0 c_0 (\theta''_{нд} - \theta'_{нд})}{i_2 - i_{к2}} \quad (23)$$

Приняв и в этом случае $\theta''_{нд}-\theta'_{нд}=30$ °С, $c_0=0,86$ ккал/(кг·град) и $i_2-i_{к2}=524$ ккал/кг, из уравнения (23) найдем

$$\epsilon'_2 = 0,0245 S_0 \quad (24)$$

Суммарное количество отбираемого пара ϵ_2 состоит

$$\epsilon_2 = 0,967 S_0 \frac{b_0}{b_2} - 0,246 S_0 b_0 b_2 - 1,81 S_0 b_0 + 0,0245 S_0 \quad (25)$$

Выразив количество отбираемого пара через исходные величины (S_0 , b_0 , b_2), составим систему уравнений материального баланса выпарной установки

$$\left. \begin{aligned} \epsilon_1' &= 0,041 S_0 \\ \epsilon_2 &= 0,967 S_0 \frac{b_0}{b_2} - 0,246 S_0 b_0 b_2 - 1,81 S_0 b_0 + 0,0245 S_0 \\ W_1 &= \frac{0,725 M_1 S_0 \frac{b_2 - b_0}{b_2} - S_0 c_0 (\beta_2 + \alpha_2 \beta_2 + \beta_2 + \beta_2 \beta_2 + \beta_2 \alpha_2) + \epsilon_1 (\alpha_2 \alpha_3 - \alpha_2 \beta_3 + \alpha_2) + \alpha_2 \epsilon_2}{1 + \alpha_2 - \beta_2 + \alpha_2 \alpha_3 - \alpha_2 \beta_3 - \alpha_2 \beta_2 - \beta_2 + \beta_2 \beta_2} + \\ &+ \frac{\beta_2 - \beta_2 \beta_3 + \epsilon_1 (\alpha_2 \alpha_3 - \alpha_2 \beta_3 + \alpha_2) + \alpha_2 \epsilon_2}{1 + \alpha_2 - \beta_2 + \alpha_2 \alpha_3 - \alpha_2 \beta_3 - \alpha_2 \beta_2 - \beta_2 + \beta_2 \beta_2} \\ W_2 &= (W_1 - \epsilon_1) \alpha_2 + (S_0 c_0 - W_1) \beta_2 \\ W_3 &= (W_2 - \epsilon_2) \alpha_3 + (S_0 c_0 - W_1 - W_2) \beta_3 \\ W_4 &= 0,725 M_1 S_0 \frac{b_1 - b_2}{b_4} \\ D_{гр} &= \frac{W_1}{\alpha_1} \end{aligned} \right\} \quad (26)$$

Концентрацию по корпусам определим, решив уравнение (8) относительно b_j

$$b_j = \frac{0,725 M_1 S_{j-1} b_{j-1}}{0,725 M_1 S_{j-1} - W_j} \quad (27)$$

Найдя величину W_1 , рассчитаем концентрацию в корпусе 1

$$b_1 = \frac{0,725 M_1 S_0 b_0}{0,725 M_1 S_0 - W_1} \quad (28)$$

Зная b_1 и W_2 , можно произвести расчет b_2 , принимая во внимание, что $S_0 b_0 = S_1 b_1 = S_j b_j$

$$b_2 = \frac{0,725 M_1 S_0 b_0 b_1}{0,725 M_1 S_0 b_0 - W_2 b_1} \quad (29)$$

Концентрации b_3 и b_4 были приняты нами известными.

Количество выпавшей соли по корпусам определяется по уравнению (9)

$$\left. \begin{aligned} G_{c_1} &= \frac{0,284}{M_2} S_0 \frac{b_1 - b_0}{b_1} \\ G_{c_2} &= \frac{0,284}{M_2} S_0 \frac{b_0}{b_1} \cdot \frac{b_2 - b_1}{b_2} \\ G_{c_3} &= \frac{0,284}{M_2} S_0 \frac{b_0}{b_2} \cdot \frac{b_2 - b_2}{b_3} \\ G_{c_4} &= \frac{0,284}{M_2} S_0 \frac{b_0}{b_3} \cdot \frac{b_4 - b_2}{b_4} \end{aligned} \right\} \quad (30)$$

Для трех первых корпусов

$$\sum_1^3 G_{c_j} = G_{c_1} + G_{c_2} + G_{c_3} = \frac{0,284}{M_2} S_0 \frac{b_2 - b_0}{b_2} \quad (30a)$$

Расходы электрощелочков по корпусам рассчитываются из равенств

$$\left. \begin{aligned} S_1 &= S_0 - W_1 - G_{c_1} \\ S_2 &= S_1 - W_2 - G_{c_2} \\ S_3 &= S_2 - W_3 - G_{c_3} = S_0 - \sum_1^3 W_j - \sum_1^3 G_{c_j} \\ S_4 &= S_3 - W_4 - G_{c_4} \end{aligned} \right\} \quad (31)$$

Тепловой расчет выпарной установки

Теплотехнические параметры по аппаратам можно рассчитать, исходя из температуры $t_{гр}$ или t_1 .

Принимая за исходную температуру вторичного пара t_4 , последовательно определим:

температуру кипения раствора в четвертом корпусе

$$\theta_4 = t_4 + \Delta_4 \quad (32)$$

температуру кипения раствора в третьем корпусе

$$\theta_3 = t_3 + \Delta_3 \quad (33)$$

где $t_3 = t_4$,

температуру вторичного пара второго корпуса

$$t_2 = \theta_4 + \Delta t_4 = \theta_3 + \Delta t_3 \quad (34)$$

температуру кипения раствора во втором корпусе

$$\theta_2 = t_2 + \Delta_2 = t_3 + \Delta_3 + \Delta_2 + \Delta t_3 \quad (35)$$

температуру вторичного пара первого корпуса

$$t_1 = \theta_2 + \Delta t_2 = t_3 + \Delta t_3 + \Delta t_2 + \Delta_2 + \Delta_3 \quad (36)$$

температуру кипения раствора в первом корпусе

$$\theta_1 = t_1 + \Delta_1 = t_3 + \Delta t_3 + \Delta t_2 + \Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3 \quad (37)$$

температуру греющего пара первого корпуса

$$t_{гр} = \theta_1 + \Delta t_1 = t_3 + \Delta t_3 + \Delta t_2 + \Delta t_1 + \Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3 \quad (38)$$

Расчет ведут аналогичным образом, если за исходную принимается температура $t_{гр}$.

В уравнениях (34)–(38) неизвестные Δt_1 , Δt_2 , Δt_3 можно выразить через исходные величины S_0 , b_0 , b_2 и данные материального расчета W_1 , W_2 , W_3 , ϵ_1 , ϵ_2 .

С этой целью составим уравнения теплового баланса для всех корпусов

$$\left. \begin{aligned} W_1 t_1 &= K_1 F_1 \Delta t_1 \\ [W_2 - (S_0 c_0 - W_1) \beta_2] t_2 &= K_2 F_2 \Delta t_2 \\ [W_3 - (S_0 c_0 - W_1 - W_2) \beta_3] t_3 &= K_3 F_3 \Delta t_3 \\ W_4 t_4 + S_3 c_0 (\Delta_4 - \Delta_3) &= K_4 F_4 \Delta t_4 \end{aligned} \right\} \quad (39)$$

где $(S_0 c_0 - W_1) \beta_2$ и $(S_0 c_0 - W_1 - W_2) \beta_3$ — доля вторичного пара, получаемого в результате самоиспарения раствора;

$S_3 c_0 (\Delta_4 - \Delta_3)$ — тепло, необходимое для подогрева раствора в четвертом корпусе до температуры кипения.

Систему (39) преобразуем в уравнение (из условия непрерывности процесса)

$$\frac{W_1 t_1}{K_1 F_1 \Delta t_1} = \frac{[W_2 - (S_0 c_0 - W_1) \beta_2] t_2}{K_2 F_2 \Delta t_2} = \frac{[W_3 - (S_0 c_0 - W_1 - W_2) \beta_3] t_3}{K_3 F_3 \Delta t_3} = \frac{W_4 t_4 + S_3 c_0 (\Delta_4 - \Delta_3)}{K_4 F_4 \Delta t_4} \quad (40)$$

Из последнего выразим полезные разности температур Δt_2 и Δt_4 через Δt_1

$$\Delta t_2 = \frac{[W_2 - (S_0 c_0 - W_1) \beta_2] r_2}{K_2 \cdot \frac{F_2}{F_1} r_1 W_1} \Delta t_1 \quad (41)$$

$$\Delta t_4 = \frac{W_4 r_4 + S_2 c_0 (\Delta_4 - \Delta_3)}{K_4 \cdot \frac{F_4}{F_1} r_1 W_1} \Delta t_1 \quad (42)$$

Полезная разность температур для третьего корпуса

$$\Delta t_3 = \Delta t_4 + (\Delta_4 - \Delta_3) \quad (43)$$

С учетом того, что $t_2 = t_4$, подставив Δt_2 и Δt_4 из уравнений (41) и (43) в (38), найдем

$$\Delta t_1 = \frac{t_{rp} - t_4 - (\Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3)}{1 + \frac{[W_2 - (S_0 c_0 - W_1) \beta_2] r_2}{K_2 \cdot \frac{F_2}{F_1} r_1 W_1} + \frac{W_4 r_4 + S_2 c_0 (\Delta_4 - \Delta_3)}{K_4 \cdot \frac{F_4}{F_1} r_1 W_1}} \quad (44)$$

При последовательной схеме питания вторичным паром третьего и четвертого корпусов вместо уравнения (43) нужно пользоваться соотношением

$$\Delta t_3 = \frac{[W_3 - (S_0 c_0 - W_1 - W_2) \beta_3] r_3}{K_3 \cdot \frac{F_3}{F_1} r_1 W_1} \Delta t_1 \quad (45)$$

Полезная разность температур для первого корпуса в этом случае

$$\Delta t_1 = \frac{t_{rp} - t_3 - (\Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3)}{1 + \frac{[W_2 - (S_0 c_0 - W_1) \beta_2] r_2}{K_2 \cdot \frac{F_2}{F_1} r_1 W_1} + \frac{[W_3 - (S_0 c_0 - W_1 - W_2) \beta_3] r_3}{K_3 \cdot \frac{F_3}{F_1} r_1 W_1}} \quad (46)$$

В уравнениях (41)–(46) неизвестными являются коэффициенты теплопередачи K_j , которые определяются обычными методами.

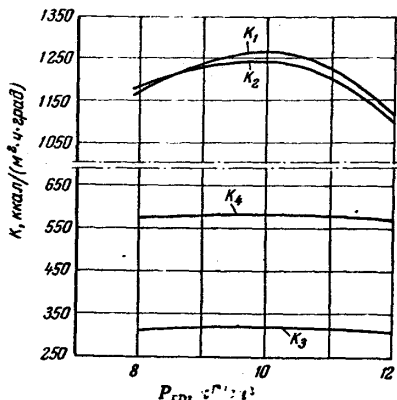


Рис. 7. Зависимость коэффициента теплопередачи от давления греющего пара при вакууме 0,1–0,2 кг/см².

Результаты такого расчета для рассматриваемого случая представлены на рис. 7. Из рисунка видно, что K_j сравнительно мало зависит от давления греющего пара и практически не зависит от остаточного

давления. В интервале изменения P_3 от 0,1 до 0,2 кг/см² значения K для каждого корпуса укладываются на одну кривую.

Моделирование расчета многокорпусной выпарной установки

Подставим в уравнения (26), (28)–(30а), (41)–(44) числовые значения коэффициентов испарения и самоиспарения, теплоты паробразования для номинального режима выпарной установки. При этом получаем системы уравнений материального и теплового баланса, выраженные через исходные величины S_0, b_0, b_3, b_4 .

Уравнения расходов пара

$$\begin{aligned} \varepsilon'_1 &= 0,041 S_0 \\ \varepsilon_2 &= 0,967 S_0 \frac{b_0}{b_3} - 0,246 S_0 b_0 b_3 - 1,81 S_0 b_0 + 0,0245 S_0 \\ W_1 &= 0,251 S_0 - 0,323 S_0 \frac{b_0}{b_3} + 0,7 \varepsilon'_1 + 0,37 \varepsilon_2 \\ W_2 &= 0,93 W_1 + 0,0472 S_0 - 0,985 \varepsilon'_1 \\ W_3 &= 0,85 W_2 - 0,115 W_1 - 0,965 \varepsilon_2 + 0,099 S_0 \\ D_{rp} &= 1,018 W_1 \end{aligned} \quad (47)$$

Уравнения концентраций электрошолоков

$$\begin{aligned} b_1 &= \frac{0,84 S_0 b_0}{0,84 S_0 - W_1} \\ b_2 &= \frac{0,84 S_0 b_0 b_1}{0,84 S_0 b_0 - W_2 b_1} \end{aligned} \quad (48)$$

или

$$b_2 = \frac{0,84 S_0 b_0 b_3}{W_2 b_3 + 0,84 S_0 b_0}$$

Уравнения количества выпавшей из раствора соли

$$\begin{aligned} G_{c1} &= 0,194 S_0 \frac{b_1 - b_0}{b_1} \\ G_{c2} &= 0,194 S_0 \frac{b_0}{b_1} \cdot \frac{b_2 - b_1}{b_2} \\ G_{c3} &= 0,194 S_0 \frac{b_0}{b_2} \cdot \frac{b_3 - b_2}{b_3} \\ G_{c4} &= 0,194 S_0 \frac{b_0}{b_3} \cdot \frac{b_4 - b_3}{b_4} \\ \sum_1^3 G_{c_j} &= 0,194 S_0 \frac{b_3 - b_0}{b_3} \end{aligned} \quad (49)$$

Уравнения физико-химических депрессий

$$\begin{aligned} \Delta_1 &= 8,5 + 150 b_1^2 \\ \Delta_2 &= 8,5 + 150 b_2^2 \\ \Delta_3 &= 8,5 + 150 b_3^2 \\ \Delta_4 &= 8,5 + 150 b_4^2 \end{aligned} \quad (5)$$

Уравнения полезных разностей температур

$$\Delta t_1 = \frac{t_{гр} - t_4 - (\Delta_1 + \Delta_2 + \Delta_3)}{1 + \frac{W_2 - 0,0473 S_2 + 0,055 W_1}{0,955 W_1 \frac{K_2}{K_1}} + \frac{1,13 W_4 + 0,041 S_2}{0,51 W_1 \frac{K_4}{K_1}}}$$

$$\Delta t_2 = \frac{W_2 - 0,0473 S_2 + 0,055 W_1}{0,955 W_1 \frac{K_2}{K_1}} \Delta t_1$$

$$\Delta t_3 = \Delta t_4 + (\Delta_4 - \Delta_2)$$

$$\Delta t_4 = \frac{1,13 W_4 + 0,041 S_2}{0,51 W_1 \frac{K_4}{K_1}} \Delta t_1$$

Дополнительная система уравнений

$$S_2 = S_0 - \left(\sum_1^3 W_j + \sum_1^3 G_{c1} \right)$$

$$W_4 = 0,84 S_3 \frac{b_4 - b_2}{b_4}$$

По системам уравнений (47)–(52) можно составить блок-схему электрической модели, набрать ее на аналоговых машинах и исследовать режимы работы выпарной установки при возмущениях по каналам S_0 , b_0 , b_2 , $t_{гр}$, t_4 , K_1 , K_2 , K_4 .

Для проверки систем (47)–(52) был просчитан номинальный режим работы выпарной установки методом последовательных приближений. Анализ результатов решения, полученных на модели, показал



вполне удовлетворительную их сходимость с результатами расчета по методу последовательных приближений.

Обозначения

- D —расход пара, кг/ч
- ϵ —количество отбираемого вторичного пара, кг/ч
- S —расход электрощелочов, кг/ч
- w —количество воды, выпаренной из 1 кг раствора, кг/кг
- $W = Sw$ —количество воды, выпаренной из раствора, кг/ч
- G_c —количество соли, выпавшей из раствора, кг/ч
- g_w —количество воды, содержащейся в 1 кг электрощелочов, кг/кг
- g_c —количество соли, содержащейся в 1 кг электрощелочов, кг/кг
- b —концентрация электрощелочов, кг/кг
- P —давление пара, кг/см²
- t —температура пара, °C
- i —теплосодержание пара, ккал/кг
- r —теплота парообразования, ккал/кг
- i_k —теплосодержание конденсата, ккал/кг
- Δt —полезная разность температур, °C
- θ —температура раствора электрощелочов, °C
- Δ —физико-химическая депрессия, °C
- α —коэффициент испарения
- β —коэффициент самоиспарения
- K —коэффициент теплопередачи, ккал/(м²·ч·град)
- c —теплоемкость, ккал/(кг·град)
- F —греющая поверхность корпуса, м²

Индексы

- 0—для поступающего раствора
- $j = 1, 2, 3, 4$ —порядковый номер корпуса по ходу раствора
- $л$ —число корпусов
- гр—для греющего пара
- пд—для подогревателя

УДК 66-934-503.52

Программное управление периодическими процессами

И. И. ЗАСЛАВСКИЙ

УЗСГ/М.С.Г

При построении систем автоматического управления периодическими процессами возникает ряд сложных технических проблем, таких, как точное весовое дозирование, определение моментов окончания отдельных операций, программное управление. Ниже рассмотрены некоторые аспекты проблемы программного управления температурным режимом в реакторе периодического действия. Простейшие температурные режимы представлены на рис. 1. Реальные программы гораздо сложнее и состоят обычно из нескольких участков такого типа. Из рисунка видно, что в одних случаях необходим по возможности быстрый выход на требуемый режим без выбега с последующей стабилизацией температуры, а в других—медленный, равномерный подъем (спад) температуры и только после этого ее стабилизация. Наиболее простой кажется первая программа. Для ее осуществления можно ограничиться обычным стабилизирующим регулированием. Как правило, задача усложняется автоматизацией пускового процесса и необходимостью провести его быстро и без

выбегов. При решении подобных задач прежде всего надо знать, с помощью каких средств может быть реализована та или иная программа.

Отвлечемся от конструкции программного регулятора и уделим внимание только структуре системы регулирования. Очевидно, желательно построить систему так, чтобы можно было ввести в нее все, что

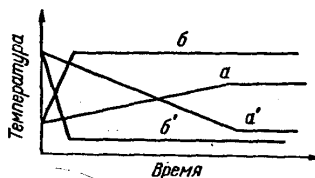


Рис. 1. Типовые программы управления температурным режимом реактора периодического действия:

a и a' —медленное, равномерное изменение температуры в далее участок стабилизации; b и b' —быстрое (не обязательно равномерное) изменение температуры и далее участок стабилизации