

Ο ατμός συμπυκνώνεται από το νερό το οποίο θερμαίνεται, ενώ ο αέρας διαφεύγει από την κορυφή του ψυκτήρα και απάγεται από την αντλία κενού με την οποία επικοινωνεί ο ψυκτήρας. Το θερμό νερό που προκύπτει από την ανάμιξη του νερού ψύξης και του ατμού απάγεται από τον πυθμένα του ψυκτήρα είτε με φυγοκεντρική αντλία είτε με “βαρομετρικό πόδι”, που είναι κάθετος σωλήνας ύψους περίπου 10.2 m. Η κορυφή του σωλήνα είναι συνδεδεμένη με το σύστημα δημιουργίας κενού. Το κάτω της άκρο είναι εμβαπτισμένο σε μικρή δεξαμενή νερού. Η διαφορά στο υδροστατικό ύψος μεταξύ της στάθμης του νερού στον σωλήνα και στην δεξαμενή αντιστοιχεί πάντοτε στην διαφορά πίεσης μεταξύ της υπάρχουσας ελαττωμένης πίεσης στον συμπυκνωτή και αυτής του εξωτερικού ατμοσφαιρικού αέρα. Με αυτόν τον τρόπο το νερό απάγεται χωρίς να “σπάσει” το κενό.

Για την απαγωγή του αέρα από τον συμπυκνωτή χρησιμοποιούνται κυρίως οι εκχυτήρες ατμού (τσιφάρια) και σπανιότερα φυγοκεντρικές αντλίες κενού. Ένα μονοβάθμιο τσιφάρι δημιουργεί κενό περίπου 63.5 cm Hg, ένα διβάθμιο περίπου 73.5 cm Hg και ένα τριβάθμιο πλησιάζει τα 76 cm Hg. Ο όρος “μονοβάθμιο” αντιστοιχεί στην ύπαρξη ενός μόνο εκχυτήρα, ενώ, κατ’ ανάλογο τρόπο, από τους όρους “διβάθμιο” και “τριβάθμιο” απορρέει η πληροφορία ότι υπάρχουν αντιστοίχως δυο και τρεις εκχυτήρες συνδεδεμένοι σε σειρά.

Στο σημείο αυτό πρέπει να τονιστεί ότι τα συστήματα δημιουργίας κενού προορίζονται για την απαγωγή των μη συμπυκνούμενων αερίων από το σύστημα, χωρίς να είναι υπεύθυνα ωστόσο για την διατήρηση του βρασμού του υγρού στην επιθυμητή θερμοκρασία, καθώς ο βρασμός εξαρτάται από τον ψυκτήρα. Η απόδοση ενός ψυκτήρα είναι συνάρτηση της παροχής και της θερμοκρασίας του νερού ψύξης. Όταν η θερμοκρασία του είναι υψηλή, π.χ. 30°C, και η παροχή μικρή, το νερό δεν προλαβαίνει να ψύξει τον παραγόμενο ατμό, με αποτέλεσμα την άνοδο της θερμοκρασίας στον συμπυκνωτή και την ελάττωση της απόδοσής του. Για τον διαχωρισμό του υγρού που συμπυκνώνεται από τον σχηματιζόμενο ατμό, χρησιμοποιούνται οι διαχωριστές. Αυτοί μπορεί να είναι είτε απλές μεταλλικές πλάκες (ανακλαστήρες) είτε φυγοκεντρικοί διαχωριστές, κυλινδρικού σχήματος ή ανεστραμμένου κώνου. Το μίγμα υγρού και ατμού εισέρχεται εφαιπτομενικά στον θάλαμο του διαχωριστή, όπου υπό την επίδραση της φυγόκεντρης δύναμης το υγρό κατευθύνεται προς το τοίχωμα χάνει την κινητική του ενέργεια και πέφτει στην βάση του διαχωριστή, ενώ ο ατμός εξέρχεται από την κορυφή.

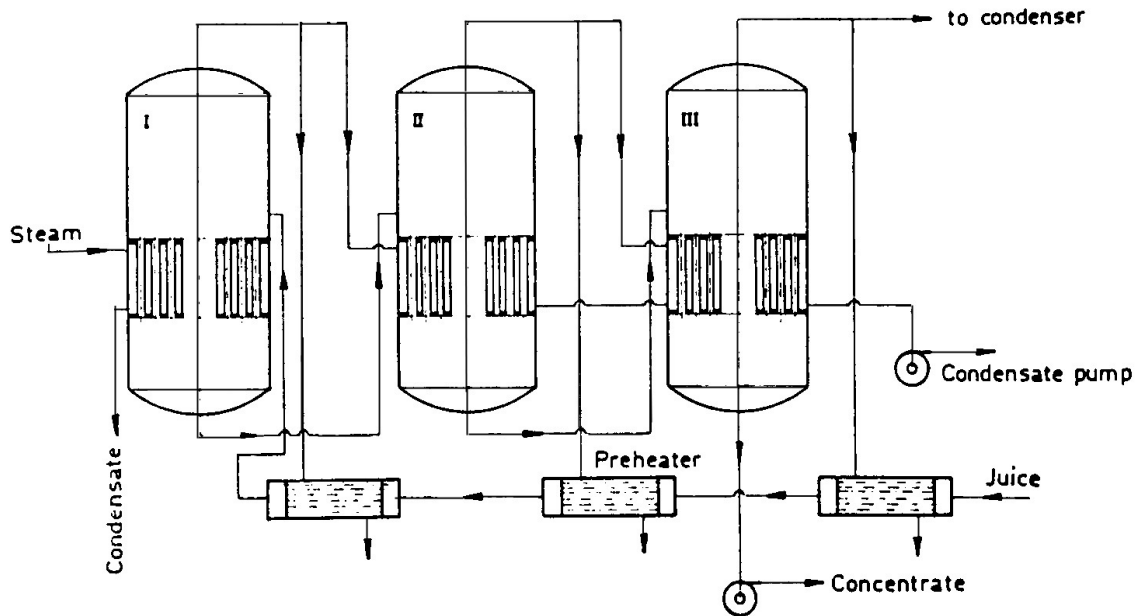
### **ΕΞ.7 Πολυβάθμιοι Συμπυκνωτές**

Στους συμπυκνωτές που αναφέρθηκαν προηγουμένως είχε θεωρηθεί ότι το σύνολο του παραγόμενου ατμού κατά την συμπύκνωση ενός υγρού οδηγείται στον ψυκτήρα, όπου συμπυκνώνεται κατά την ανάμιξη του με νερό ψύξης. Αν υποθέσουμε ότι η θερμοκρασία συμπύκνωσης του προϊόντος είναι 100°C, τότε ο παραγόμενος ατμός (υδρατμός) θα μεταφέρει θερμότητα ίση με 2258 kJ/kg, που ισοδυναμεί με την λανθάνουσα θερμότητα εξάτμισης. Σε περίπτωση απώλειας του συγκεκριμένου ποσού θερμότητας, η εκμετάλλευση της ενέργειας από το σύστημα θα είναι πολύ χαμηλή. Ο ατμός αυτός δύναται να χρησιμοποιηθεί ως θερμαντικό μέσο ενός δεύτερου παρόμοιου συμπυκνωτή που όμως λειτουργεί υπό χαμηλότερη πίεση, έτσι ώστε το υπό συμπύκνωση υγρό να μπορεί να βράσει χρησιμοποιώντας την λανθάνουσα θερμότητα εξάτμισης του παραγόμενου ατμού από τον πρώτο συμπυκνωτή. Αυτή είναι η βασική ιδέα στην οποία οφείλεται η ανάπτυξη των συστημάτων πολυβάθμιων συμπυκνωτών, που ξεκίνησε από τον Rillieux το 1830.

Ας θεωρήσουμε σύστημα τριών συμπυκνωτών συνδεδεμένων όπως φαίνεται στο σχήμα ΕΞ-9, στους οποίους οι πιέσεις και οι θερμοκρασίες είναι  $P_1, P_2, P_3$  και  $T_1, T_2, T_3$  αντίστοιχα σε κάθε μονάδα. Οι συνδέσεις έχουν γίνει με τέτοιο τρόπο, ώστε ο παραγόμενος ατμός από τον ένα συμπυκνωτή (βαθμίδα) να χρησιμοποιείται ως θερμαντικό μέσο για τον επόμενο. Από την πρώτη βαθμίδα προς την τελευταία η πίεση ελαττώνεται βαθμιαία, με άμεση συνέπεια το υγρό στο τελευταίο στάδιο να βράζει σε πολύ χαμηλή θερμοκρασία. Το υγρό τροφοδοσίας στο πρώτο στάδιο (βαθμίδα I) συμπυκνώνεται εν μέρει και κατόπιν εισέρχεται στο δεύτερο στάδιο (βαθμίδα II), όπου η συμπύκνωση συνεχίζεται και τέλος στο τρίτο στάδιο (βαθμίδα III), στο

οποίο επέρχεται η ολοκλήρωση της συμπύκνωσης, με το συμπυκνωμένο προϊόν να εξέρχεται από το σύστημα.

Υπό σταθερές συνθήκες λειτουργίας οι ταχύτητες ροής και οι ρυθμοί συμπύκνωσης είναι τέτοιοι που αποτρέπεται τόσο η συσσώρευση, όσο και η ελάττωση του διαλύτη ή της διαλυμένης ουσίας σε κάποιο από τα στάδια. Η θερμοκρασία, η συγκέντρωση, η ταχύτητα ροής του υγρού



Σχήμα ΕΞ-9. Τριβάθμιος συμπυκνωτής

τροφοδοσίας, οι πιέσεις του ατμού και η στάθμη του υγρού αποτελούν καθορισμένες παραμέτρους, επομένως συνάγεται ότι οι συγκεντρώσεις σε καθένα από τα στάδια, όπως επίσης οι ταχύτητες ροής, οι πιέσεις και οι θερμοκρασίες, διατηρούνται σταθερές από την λειτουργία της ίδιας της διεργασίας. Η συγκέντρωση του τελικού προϊόντος μεταβάλλεται μόνο αν τροποποιηθεί η παροχή στην τροφοδοσία.

Η θερμότητα που μεταδίδεται ανά ώρα διαμέσου της θερμαινόμενης επιφάνειας στο πρώτο στάδιο της συμπύκνωσης δίνεται από την επόμενη σχέση:

$$q_1 = U_1 A_1 \Delta T_1 \quad (\text{ΕΞ.5})$$

Έστω ότι όλο αυτό το ποσό της θερμότητας χρησιμοποιείται ως λανθάνουσα θερμότητα εξάτμισης του παραγόμενου ατμού, που απάγεται από τον πρώτο συμπυκνωτή. Η θερμοκρασία του συμπυκνωθέντος ατμού θέρμανσης που απάγεται από την έξοδο είναι πολύ κοντά στην θερμοκρασία  $T_1$  του παραγόμενου ατμού στο στάδιο I. Υπό συνθήκες σταθερής λειτουργίας το συνολικό ποσό θερμότητας που καταναλώθηκε στην παραγωγή ατμού στο στάδιο I θα πρέπει να αποδοθεί, όταν ο ατμός αυτός συμπυκνωθεί στο στάδιο II. Το ποσό της θερμότητας που μεταδίδεται στο δεύτερο στάδιο ισούται με:

$$q_2 = U_2 A_2 \Delta T_2 \quad (\text{ΕΞ.6})$$

Επειδή τα  $q_1$  και  $q_2$  είναι σχεδόν ίσα, προκύπτει η παρακάτω ισότητα:

$$U_1 A_1 \Delta T_1 = U_2 A_2 \Delta T_2 \quad (\text{ΕΞ.7})$$

Χρησιμοποιώντας τον ίδιο συλλογισμό για το τρίτο στάδιο, λαμβάνονται τα εξής:

$$U_1 A_1 \Delta T_1 = U_2 A_2 \Delta T_2 = U_3 A_3 \Delta T_3 \quad (\text{ΕΞ.8})$$

Από την σχέση αυτή εξάγεται το συμπέρασμα ότι οι διαφορές θερμοκρασιών σε ένα πολυβάθμιο σύστημα συμπυκνωτών είναι αντιστρόφως ανάλογες των συντελεστών μετάδοσης θερμότητας. Η παραπάνω ανάλυση είναι απλουστευμένη διότι έγιναν οι εξής παραδοχές:

- Η αισθητή θερμότητα που απαιτείται για την θέρμανση του υγρού τροφοδοσίας από την αρχική θερμοκρασία του στην θερμοκρασία  $T_1$  στο πρώτο στάδιο του συμπυκνωτή έχει αγνοηθεί.
- Το υγρό περνώντας από το στάδιο I στο II μεταφέρει στον συμπυκνωτή II αισθητή θερμότητα, η οποία συμμετέχει εν μέρει στην εξάτμιση που λαμβάνει χώρα στο στάδιο II. Το ίδιο ισχύει και για το στάδιο III ως προς το στάδιο II.

### ΕΞ.7.1 ΟΙΚΟΝΟΜΙΑ ΚΑΙ ΑΠΟΔΟΣΗ ΠΟΛΥΒΑΘΜΙΩΝ ΣΥΣΤΗΜΑΤΩΝ

Η λανθάνουσα θερμότητα εξάτμισης που απαιτείται για την εξάτμιση 1 kg νερού στο στάδιο I είναι περίπου ίση με την εκλυόμενη θερμότητα κατά την συμπύκνωση 1 kg ατμού στην θερμοκρασία  $T$ . Άρα, 1 kg ατμού που εισάγεται στο στάδιο I εξατμίζει 1 kg νερού στο στάδιο αυτό. Κατόπιν, 1 kg ατμού από το στάδιο I οδηγεί στην εξάτμιση 1 kg νερού από το στάδιο II, κ.ο.κ.

Σε ένα σύστημα  $N$  σταδίων, 1 kg ατμού που εισάγεται στο στάδιο I προκαλεί την εξάτμιση συνολικά  $N$  kg υγρού. Αυτό, αν και παρουσιάζεται πολύ απλοποιημένο, είναι ενδεικτικό του μεγάλου πλεονεκτήματος των πολυβάθμιων συστημάτων, που δεν είναι άλλο από την καλύτερη εκμετάλλευση του ατμού θέρμανσης, γεγονός το οποίο οφείλεται στην αυξημένη εξατμιστική ικανότητα αυτών σε σύγκριση με συμπυκνωτή ενός μόνο σταδίου. Η οικονομία στην ενέργεια ενός συστήματος αυξάνεται συναρτήσει του αριθμού των σταδίων που περιλαμβάνει.

Το νερό που εξατμίζεται σε κάθε στάδιο είναι ανάλογο του  $q$ , επειδή η λανθάνουσα θερμότητας εξάτμισης παραμένει πρακτικά σταθερή. Η ολική χωρητικότητα σε ένα τριβάθμιο σύστημα είναι:

$$q_1 = q_1 + q_2 + q_3 = U_1 A_1 \Delta T_1 + U_2 A_2 \Delta T_2 + U_3 A_3 \Delta T_3 \quad (\text{ΕΞ.9})$$

ή θεωρώντας μια μέση τιμή του συντελεστή  $U_m$ :

$$q_1 = U_m (\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3) A \quad (\text{ΕΞ.10})$$

εφόσον η επιφάνεια σε κάθε στάδιο είναι η ίδια. Αν έχουμε έναν μονοβάθμιο συμπυκνωτή που λειτουργεί με διαφορά θερμοκρασίας  $\Sigma \Delta T$  και συντελεστή μετάδοσης θερμότητας  $U_m$ , αυτός θα παρουσιάζει την ίδια χωρητικότητα με τον προαναφερθέντα τριβάθμιο συμπυκνωτή.

Το συμπέρασμα που συνάγεται είναι ότι η χωρητικότητα ενός πολυβάθμιου συστήματος ταυτίζεται με εκείνη ενός μονοβάθμιου συμπυκνωτή που λειτουργεί με την ίδια ολική διαφορά θερμοκρασίας, έχοντας επιφάνεια  $A$  ίση με την αντίστοιχη ενός εκ των σταδίων του συστήματος. Η αξία ενός πολυβάθμιου συστήματος έγκειται στο ότι αξιοποιεί καλύτερα την παρεχόμενη ενέργεια, γεγονός που προϋποθέτει ωστόσο πολύ μεγαλύτερο κόστος επένδυσης από το αντίστοιχο απαιτούμενο για έναν απλό συμπυκνωτή.

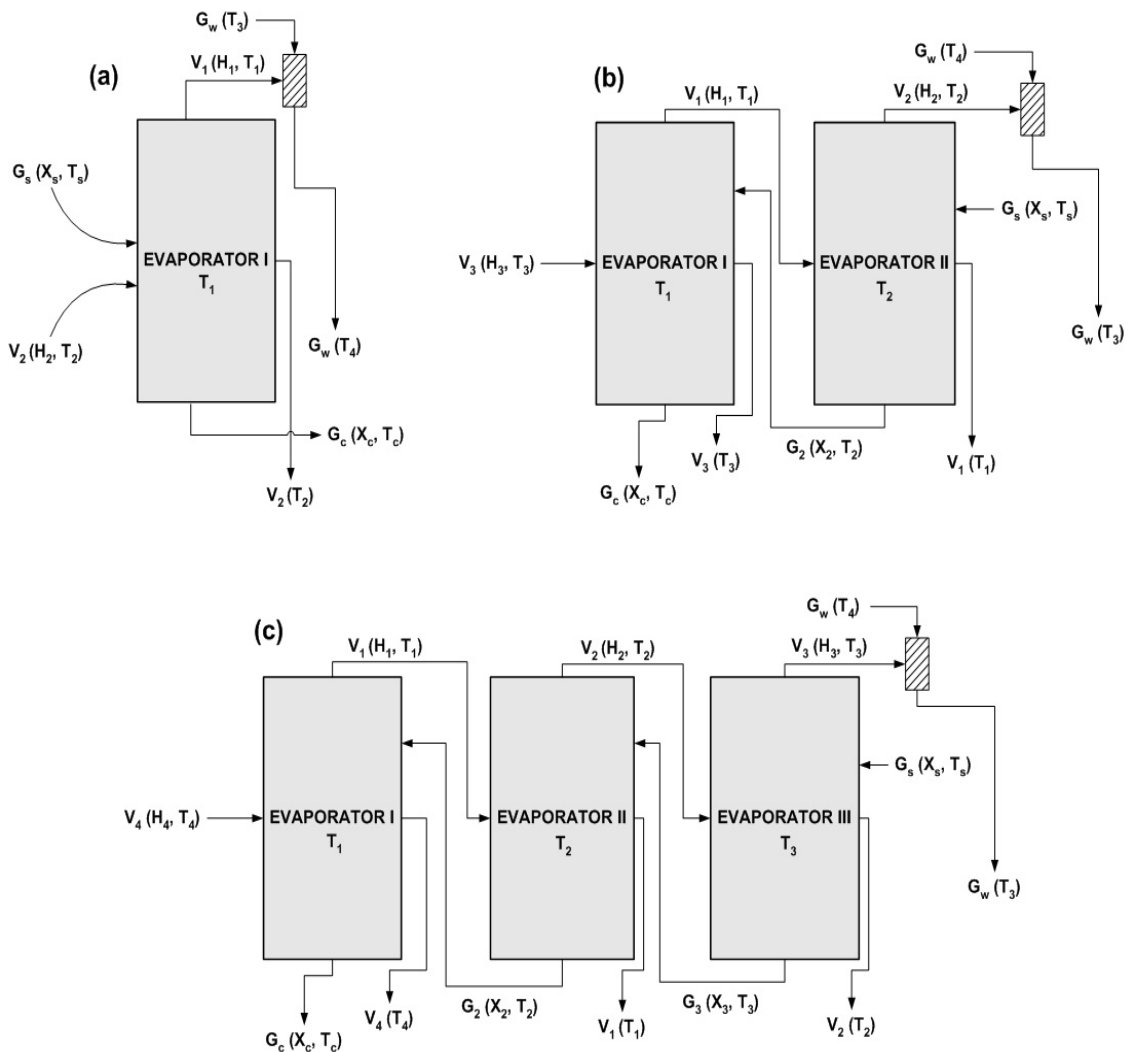
### ΕΞ.8 Υπολογισμοί Κατανάλωσης Ατμού και Νερού στους Συμπυκνωτές

Για τους υπολογισμούς κατανάλωσης ατμού και νερού χρησιμοποιούνται τα ισοζύγια μάζας και

ενέργειας, όπως και η εξίσωση της χωρητικότητας ενός συμπυκνωτή. Ως παραδείγματα θα αναφερθούν συμπυκνωτές εως και τριών σταδίων, θεωρώντας ότι το προς συμπύκνωση υγρό είναι χυμός τομάτας.

### ΕΞ.8.1 ΥΠΟΛΟΓΙΣΜΟΙ ΣΕ ΜΟΝΟΒΑΘΜΙΟ ΣΥΜΠΥΚΝΩΤΗ

Στον συμπυκνωτή (Σχήμα ΕΞ-10α) εισάγονται  $G_s$  kg χυμού ανά ώρα με διαλυτά στερεά  $x_s$ , που έχει θερμοκρασία  $T_s$  και ειδική θερμότητα  $C_{s(s)}$ . Συγχρόνως εξέρχονται  $G_c$  kg/h προϊόντος με διαλυτά στερεά  $x_c$  σε θερμοκρασία  $T_c$  και με ειδική θερμότητα  $C_{s(c)}$ . Κατά την φάση της συμπύκνωσης, η παραγωγή του ατμού είναι  $V_1$  kg/h, ο οποίος απάγονται από τον συμπυκνωτή σε θερμοκρασία βρασμού  $T_1$  και ενθαλπία  $H_1$  kcal/kg. Κατά προσέγγιση μπορεί να θεωρηθεί ότι η  $T_c$  είναι ίση με  $T_1$ .



Σχήμα ΕΞ-10. (α) Μονοβάθμιο σύστημα, (β) Διβάθμιο σύστημα ( $T_1 > T_2$ ) και (γ) Τριβάθμιο σύστημα ( $T_1 > T_2 > T_3$ )

Η απαιτούμενη για την συμπύκνωση θερμότητα προέρχεται από τον κορεσμένο ατμό ( $V_2$  kg/h) που εισάγεται στον εναλλάκτη θερμότητας σε θερμοκρασία  $T_2$  και με ενθαλπία  $H_2$  kcal/kg. Συγχρόνως,  $V_2$  kg/h συμπυκνώματος ατμού εξέρχονται από τον εναλλάκτη στην ίδια θερμοκρασία  $T_2$  με τον ατμό με  $C_N \approx 1$  kcal/kg $^{\circ}$ C (για το νερό). Αγνοώντας την θερμότητα που

χάνεται στο περιβάλλον και λαμβάνοντας ως θερμοκρασία αναφοράς τους  $0^{\circ}\text{C}$ , το προκύπτον ισοζύγιο ενέργειας είναι:

$$G_s C_{s(s)}(T_s - 0) + V_2 H_2 = V_2 C_N(T_2 - 0) + V_1 H_1 + G_c C_{s(c)}(T_c - 0) \quad (\text{ΕΞ.11})$$

Η ειδική θερμότητα του υγρού μπορεί να υπολογιστεί κατά προσέγγιση από την σχέση:

$$C_s = 0.5x_g + 0.3x_{st} + 0.1x_u \quad (\text{ΕΞ.12})$$

όπου  $x_g$ ,  $x_{st}$  και  $x_u$  είναι αντίστοιχα το κλάσμα των λιπαρών ουσιών, των ολικών στερεών και της υγρασίας του διαλύματος, ο προσδιορισμός της ειδικής θερμότητας του οποίου αποτελεί στόχο προς επίτευξη. Στην περίπτωση του τοματοχυμού το  $x_g$  είναι 0. Μια τελευταία προσέγγιση συνίσταται στο να αγνοηθεί το γεγονός ότι ο παρεχόμενος ατμός είναι κατ' ουσία υπέρθερμος ατμός και όχι κορεσμένος. Υποθέτοντας ότι το  $V_1$  δίνεται από την εξίσωση:

$$V_1 = G_s \left( 1 - \frac{x_s}{x_c} \right) \quad (\text{ΕΞ.13})$$

και ότι ισχύει:

$$G_c = G_s - V_1 \quad (\text{ΕΞ.14})$$

δύναται να υπολογιστεί η απαραίτητη κατανάλωση του ατμού για την συμπύκνωση του χυμού.

Είναι επίσης δυνατόν να προσδιοριστεί η κατανάλωση του νερού ψύξης που απαιτείται, προκειμένου να επιτευχθεί η συμπύκνωση του παραγόμενου ατμού. Αν  $T_3$  και  $T_4$  είναι αντιστοίχως οι θερμοκρασίες του νερού ψύξης και του θερμού νερού που προκύπτει από την ανάμιξη του νερού ψύξης και των υδρατμών, τότε ισχύει η ακόλουθη μαθηματική έκφραση:

$$G_w = \frac{V_1(H_1 - C_N T_4)}{T_4 - T_3} \quad (\text{ΕΞ.15})$$

## ΕΞ.8.2 ΥΠΟΛΟΓΙΣΜΟΙ ΣΕ ΔΙΒΑΘΜΙΟ ΣΥΜΠΥΚΝΩΤΗ (ΤΥΠΟΣ ΑΝΤΙΠΡΟΗΣ)

Στο δεύτερο στάδιο (Σχήμα ΕΞ-10β) εισάγονται  $G_s$  kg/h τοματοχυμού προς συμπύκνωση, σε θερμοκρασία  $T_s$  και περιέχοντας  $x_s$  διαλυτά στερεά. Ο χυμός συμπυκνώνεται στην θερμοκρασία  $T_2$  προς παραγωγή  $V_2$  kg/h ατμού με ολικό ποσό θερμότητας  $H_2$  kcal/kg, που συμπυκνώνεται στον ψυκτήρα με νερό ψύξης θερμοκρασίας  $T_4$ . Ο εν μέρει συμπυκνωθείς χυμός ( $G_2$  kg/h με διαλυτά στερεά και θερμοκρασία  $T_2$ ) εγκαταλείπει το δεύτερο στάδιο και εισέρχεται στο πρώτο στάδιο. Εκεί η συμπύκνωση ολοκληρώνεται σε θερμοκρασία  $T_1$ , που είναι υψηλότερη από την  $T_2$ , και ο παραγόμενος ατμός  $V_1$ , ολικής θερμότητας  $H_1$ , χρησιμοποιείται ως θερμαντικό μέσο του δευτέρου σταδίου εισαγόμενος στον εναλλάκτη θερμότητας του δευτέρου συμπυκνωτή. Το τελικό προϊόν, που έχει συμπυκνωθεί στον επιθυμητό βαθμό, εξάγεται από το πρώτο στάδιο ( $G_c$  kg/h με διαλυτά στερεά  $x_c$ ) σε θερμοκρασία  $T_1$ . Η θέρμανση του πρώτου σταδίου γίνεται με κορεσμένο ατμό  $V_3$  kg/h με ολική θερμότητα  $H_3$  kcal/kg σε θερμοκρασία  $T_3$ , ο οποίος μετά την εναλλαγή της θερμότητας εξάγεται ως συμπύκνωμα  $V_3$  kg/h στην ίδια θερμοκρασία. Κατ' ανάλογο τρόπο από το δεύτερο στάδιο εξάγονται  $V_1$  kg/h συμπυκνώματα στην θερμοκρασία  $T_1$ .

Για τον προσδιορισμό της κατανάλωσης του ατμού είναι απαραίτητο να καταστρωθούν τα ισοζύγια ενέργειας των δύο σταδίων (για θερμοκρασία αναφοράς  $0^{\circ}\text{C}$  και  $C_N \approx 1 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{C}$ ):

$$1^{\circ}: G_2 C_{s(2)} T_2 + V_3 H_3 = V_1 H_1 + V_3 T_3 + G_c C_{s(c)} T_1 \quad (\text{ΕΞ.16})$$

$$2^{\circ}: G_s C_{s(2)} T_s + V_1 H_1 = V_2 H_2 + V_1 T_1 + G_2 C_{s(2)} T_2 \quad (\text{ΕΞ.17})$$

και τα ισοζύγια μάζας (ολικό και μερικό ισοζύγιο για στερεά αντίστοιχα):

$$V_1 + V_2 = G_s \left( 1 - \frac{x_s}{x_c} \right) \quad \& \quad (G_s - V_2) x_2 = G_s X_s \quad (\text{ΕΞ.18})$$

### ΕΞ.8.3 ΥΠΟΛΟΓΙΣΜΟΙ ΣΕ ΤΡΙΒΑΘΜΙΟ ΣΥΜΠΥΚΝΩΤΗ (ΤΥΠΟΣ ΑΝΤΙΠΡΟΗΣ)

Ο τριβάθμιος συμπυκνωτής (Σχήμα ΕΞ-10γ) είναι παρόμοιος με τον διβάθμιο, με την διαφορά ότι διαθέτει ένα επιπλέον στάδιο. Οι συμπυκνώσεις του χυμού στις εξόδους από το τρίτο και το δεύτερο στάδιο είναι αντίστοιχα εκφρασμένες σε διαλυτά στερεά  $x_3$  και  $x_2$  και οι αντίστοιχες ειδικές θερμότητες είναι  $C_{s(3)}$  και  $C_{s(2)}$ . Τα ισοζύγια ενέργειας των τριών σταδίων είναι αντίστοιχα (για θερμοκρασία αναφοράς  $0^{\circ}\text{C}$  και  $C_N \approx 1 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{C}$ )

$$1^{\circ}: G_2 C_{s(2)} T_2 + V_4 H_4 = V_1 H_1 + V_4 T_4 + G_c C_{s(c)} T_1 \quad (\text{ΕΞ.19})$$

$$2^{\circ}: G_3 C_{s(3)} T_3 + V_1 H_1 = V_2 H_2 + V_1 T_1 + G_2 C_{s(2)} T_2 \quad (\text{ΕΞ.20})$$

$$3^{\circ}: G_s C_{s(s)} T_s + V_2 H_2 = V_3 H_3 + V_2 T_2 + G_3 C_{s(3)} T_3 \quad (\text{ΕΞ.21})$$

και τα αντίστοιχα ισοζύγια μάζας φαίνονται παρακάτω:

$$\text{Ολικό ισοζύγιο για το σύνολο του συμπυκνωτή: } V_1 + V_2 + V_3 = G_s \left( 1 - \frac{x_s}{x_c} \right) \quad (\text{ΕΞ.22})$$

Ολικά ισοζύγια για κάθε στάδιο:

$$G_3 = G_s - V_3 \quad \& \quad G_2 = G_s - V_3 - V_2 \quad \& \quad G_c = G_s - V_3 - V_2 - V_1 \quad (\text{ΕΞ.23})$$

$$\text{Μερικά ισοζύγια για τα στερεά: } G_3 = G_s \frac{x_s}{x_3} \quad \& \quad G_2 = G_s \frac{x_s}{x_2} \quad (\text{ΕΞ.24})$$

Γενικά, όσο περισσότερα στάδια περιλαμβάνονται σε ένα σύστημα, τόσο καλύτερη είναι και η οικονομία του ατμού. Από την άλλη μεριά όμως, αυξάνεται το κόστος αγοράς και εγκατάστασης του συστήματος αυξανόμενου του αριθμού των σταδίων. Το κόστος των  $N$  σταδίων είναι περίπου  $N$  φορές πολλαπλάσιο του κόστους ενός μονοβάθμιου συμπυκνωτή, με αποτέλεσμα την ταχύτατη αύξηση του συνολικού κόστους με την αύξηση των σταδίων. Για να υπολογιστεί ο άριστος αριθμός σταδίων θα πρέπει να αντισταθμιστεί το μειωμένο λειτουργικό κόστος με το αυξανόμενο κόστος αγοράς. Συνήθως δεν χρησιμοποιούνται συμπυκνωτές που περιλαμβάνουν περισσότερα των πέντε ή έξι σταδίων. Ο ακόλουθος πίνακας (Πίνακας ΕΞ-1) παρέχει την σχέση που συνδέει το ατμό που καταναλώνεται και το ολικό λειτουργικό κόστος σε συνάρτηση με τον αριθμό των σταδίων ενός συμπυκνωτή.

### ΕΞ.9 Μέθοδοι Τροφοδοσίας Πολυβάθμιων Συμπυκνωτών

Η συνήθης μέθοδος τροφοδοσίας ενός πολυβάθμιου συμπυκνωτή περιλαμβάνει την άντληση του αραιού υγρού μέσα στο πρώτο στάδιο και την κατευθυνόμενη κίνησή του στα υπόλοιπα στάδια με την σειρά. Η μέθοδος αυτή καλείται ομορροή (Σχήμα ΕΞ-11α). Η συμπύκνωση του

υγρού αυξάνεται από το πρώτο στάδιο προς το τελευταίο. Η διαδρομή που ακολουθείται από το ρευστό σε αυτήν την μέθοδο είναι η απλούστερη δυνατή. Όπως προκύπτει από τα παραπάνω, είναι απαραίτητη η χρήση δυο αντλιών, εκ των οποίων η μια είναι επιφορτισμένη με την άντληση του αραιού υγρού στο πρώτο στάδιο και η έτερη φέρνει σε πέρας την άντληση του παχύρρευστου προϊόντος από το τελευταίο στάδιο. Η μεταφορά του υγρού από στάδιο σε στάδιο γίνεται χωρίς αντλία, διότι η ροή είναι προς τη διεύθυνση της μειωμένης πίεσης και το μόνο που απαιτείται είναι η παρεμβολή βανών ελέγχου.

Πίνακας ΕΞ-1

Αριθμός σταδίων	Κατανάλωση ατμού (kg ατμού / kg εξεπιζόμενου νερού)	Ολικό λειτουργικό κόστος αναφορικά με μονοβάθμιο συμπυκνωτή
1	1.10	1.00
2	0.57	0.52
3	0.40	0.37

Μια άλλη πολύ κοινή μέθοδος είναι εκείνη της αντιρροής (Σχήμα ΕΞ-11β), κατά την οποία το αραιό υγρό εισάγεται στο τελευταίο στάδιο και κατόπιν αντλείται στα διαδοχικά στάδια μέχρι το πρώτο. Η μέθοδος αυτή απαιτεί την ύπαρξη μιας αντλίας ανάμεσα σε δύο διαδοχικά στάδια, συμπεριλαμβανομένης φυσικά εκείνης που απαιτείται για την εξαγωγή του παχύρρευστου προϊόντος, διότι η διεύθυνση της ροής είναι από την χαμηλότερη πίεση προς την υψηλότερη. Το πλεονέκτημα της μεθόδου αυτής είναι ότι παρέχει καλύτερη απόδοση από ό,τι η προηγούμενη μέθοδος όταν το προϊόν είναι παχύρρευστο και, επίσης, μεγαλύτερη οικονομία από ενεργειακής απόψεως όταν το υγρό τροφοδοσίας είναι κρύο.

Στους συμπυκνωτές που χρησιμοποιούνται για κρυστάλλωση, από τους οποίους εξάγεται το μίγμα κρυστάλλων και το μητρικό υγρό, η τροφοδοσία γίνεται σε κάθε έναν συμπυκνωτή χωριστά, εξ ου και η μέθοδος αυτή ονομάζεται παράλληλη ροή (Σχήμα ΕΞ-11γ). Στην παράλληλη τροφοδοσία δεν υπάρχει μεταφορά υγρού από το ένα στάδιο στο άλλο.

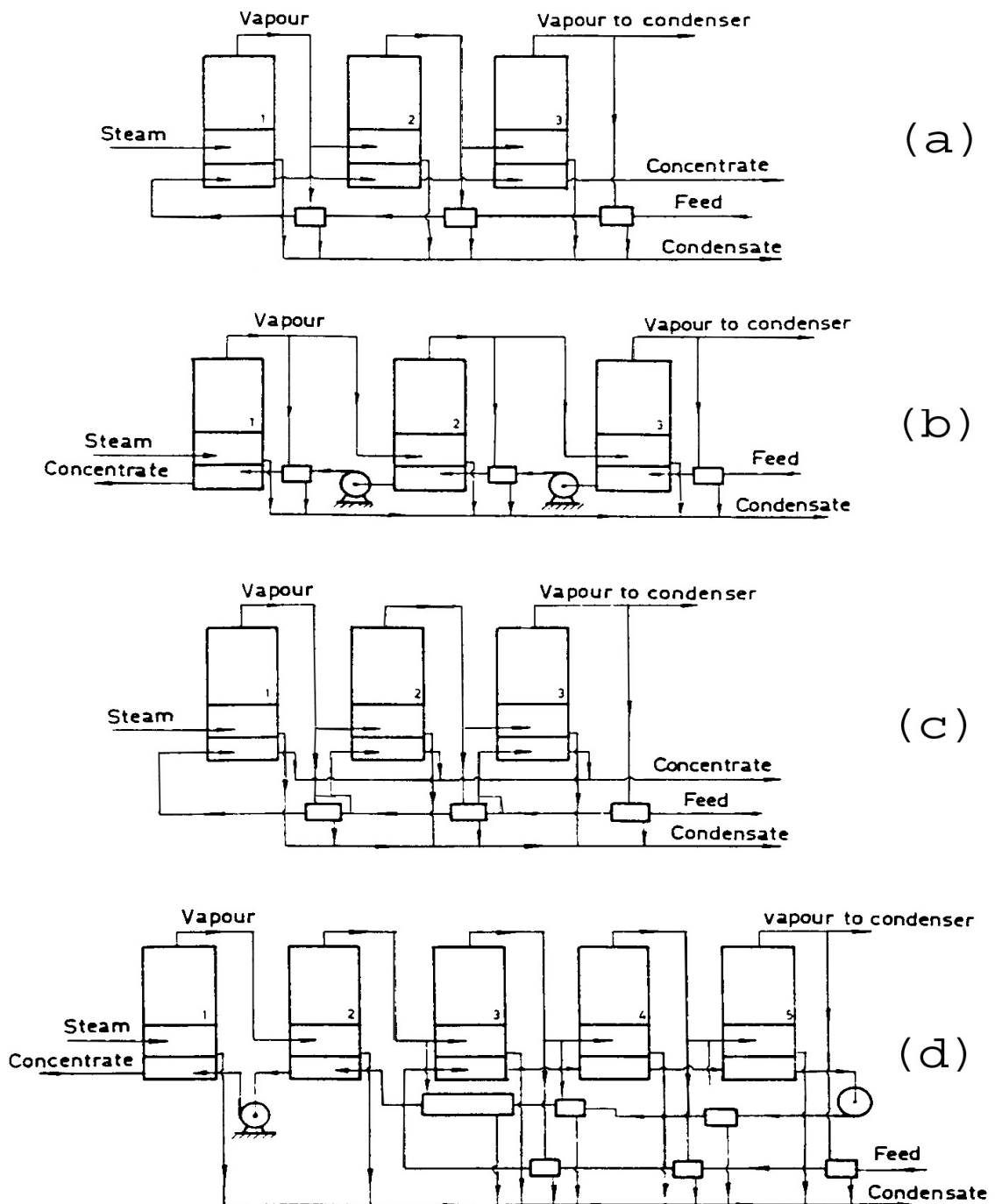
Τέλος, μια άλλη μέθοδος που χρησιμοποιείται σπανιότερα είναι εκείνη της μικτής ροής (Σχήμα ΕΞ-11δ), στην οποία το αραιό υγρό εισάγεται σε ένα ενδιάμεσο στάδιο, ρέει κατόπιν κατ' αντιρροή μέχρι το τελευταίο στάδιο και από εκεί μεταφέρεται με αντλία πίσω στο πρώτο στάδιο για την τελική συμπύκνωση. Το πλεονέκτημα αυτής της μεθόδου είναι αφενός μεν η παράλειψη ορισμένων εκ των αντλιών, η παρουσία των οποίων κρίνεται απαραίτητη στην προηγούμενη μέθοδο, αφετέρου δε η δυνατότητα πραγματοποίησης της τελικής συμπύκνωσης σε υψηλότερη θερμοκρασία.

### ΕΞ.10 Συμπύκνωση με Επανασυμπίεση Ατμού

Η ενέργεια του ατμού που παράγεται κατά τον βρασμό ενός υγρού μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την εξάτμιση περισσότερου νερού, αρκεί να υπάρχει μια ικανή διαφορά θερμοκρασίας για την εξασφάλιση της μετάδοσης θερμότητας προς την επιθυμητή κατεύθυνση. Σε έναν πολυβάθμιο συμπυκνωτή αυτή η διαφορά θερμοκρασίας δημιουργείται με την βαθμιαία ελάττωση του σημείου βρασμού του διαλύματος σε μια σειρά συμπυκνωτών, χρησιμοποιώντας ελαττωμένες απόλυτες πιέσεις. Ωστόσο αυτή η επιθυμητή κινούσα δύναμη μπορεί να ληφθεί εναλλακτικά, αυξάνοντας απλώς την πίεση (αυξάνεται η θερμοκρασία συμπύκνωσης του ατμού) με μηχανική ή θερμική επανασυμπίεση. Ο συμπιεσμένος ατμός συμπυκνώνεται στον εναλλάκτη του συμπυκνωτή από τον οποίο προέρχεται.

ΕΞ.10.1 ΜΗΧΑΝΙΚΗ ΕΠΑΝΑΣΥΜΠΙΕΣΗ

Η αρχή λειτουργίας της μηχανικής επανασυμπίεσης του ατμού παρουσιάζεται στο σχήμα ΕΞ-12. Ψυχρό υγρό τροφοδοσίας προθερμαίνεται σχεδόν μέχρι του σημείου βρασμού του κατά την εναλλαγή θερμότητας με θερμό παχύρρευστο προϊόν και αντλείται μέσω ενός εναλλάκτη, όπως σε έναν συμβατικό συμπυκνωτή εξαναγκασμένης κυκλοφορίας. Ο παραγόμενος όμως ατμός δεν συμπυκνώνεται, αλλά αντιθέτως συμπιέζεται σε υψηλότερη πίεση με την βοήθεια ενός συμπιεστή και μετατρέπεται σε “ατμό”, ο οποίος επανεισάγεται στον εναλλάκτη.



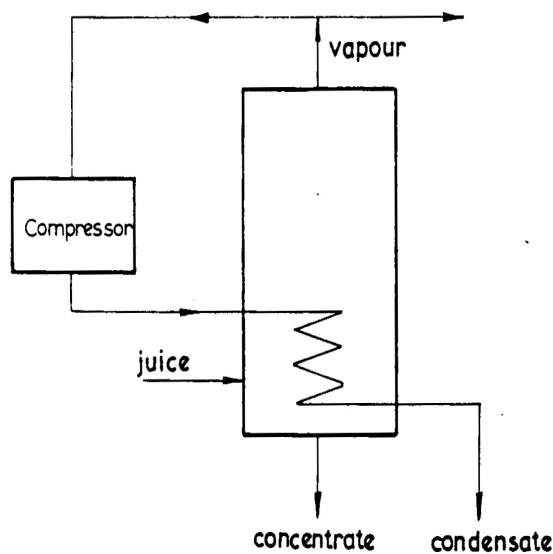
Σχήμα ΕΞ-11. Τρόποι ροής του προς συμπύκνωση υγρού(α) Ομορροή, (β) Αντιρροή, (γ) Παράλληλη ροή και (δ) Μικτή ροή



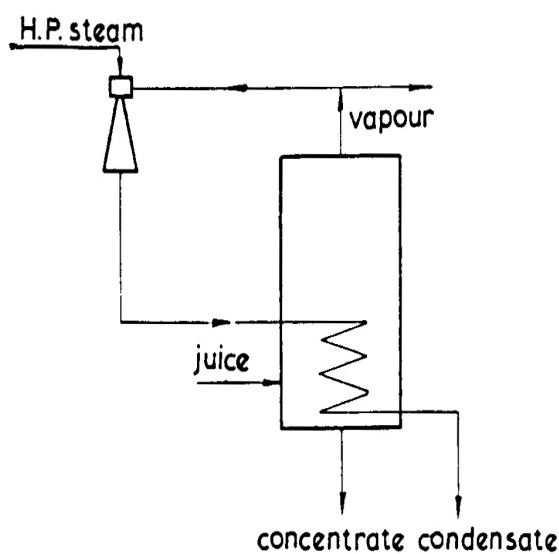
Επειδή η θερμοκρασία κορεσμού του συμπιεσμένου ατμού είναι υψηλότερη του σημείου ζέσεως του υγρού τροφοδοσίας, η θερμότητα ρέει από τον ατμό στο διάλυμα δημιουργώντας περισσότερο ατμό. Μια μικρή συμπληρωματική ποσότητα “ζωντανού” ατμού από εξωτερική πηγή είναι απαραίτητη. Η βέλτιστη διαφορά θερμοκρασίας για ένα τυπικό σύστημα είναι περίπου 6-10<sup>0</sup>C. Η αξιοποίηση της ενέργειας είναι εφικτή σε ικανοποιητικό ποσοστό και η επιτυγχάνομενη οικονομία είναι αντίστοιχη αυτής ενός συμπυκνωτή των 10-15 σταδίων. Η πιο σημαντική εφαρμογή της εν λόγω μεθόδου είναι η παραγωγή αποσταγμένου ύδατος.

## ΕΞ.10.2 ΘΕΡΜΙΚΗ ΕΠΑΝΑΣΥΜΠΙΕΣΗ

Στην παραλλαγή αυτής της μεθόδου, η συμπίεση του παραγόμενου ατμού γίνεται με “ζωντανό” ατμό υψηλής πίεσης σε εκχυτήρα ατμού (Σχήμα ΕΞ-13), γεγονός που οδηγεί στην παραγωγή μεγαλύτερης ποσότητας ατμού από την απαιτούμενη για τον βρασμό του υγρού τροφοδοσίας, οπότε η σχηματιζόμενη περίσσεια απάγεται. Δεδομένου ότι τα τσιφάρια μπορούν να θέσουν σε κίνηση μεγάλους όγκους παραγόμενου ατμού χαμηλής πυκνότητας, η χρήση τους προτιμάται σε συμπυκνωτές που λειτουργούν υπό κενό αντί των μηχανικών συμπιεστών. Από σύγκριση των συμπιεστών με τα τσιφάρια προκύπτει ότι τα τελευταία είναι φθηνότερα και ευκόλως συντηρούμενα. Τα προαναφερθέντα πλεονεκτήματα της θερμικής επανασυμπίεσης συνοδεύονται ωστόσο από σειρά μειονεκτημάτων, κυριότερο εκ των οποίων είναι η χαμηλή μηχανική απόδοση των τσιφαριών και η έλλειψη ευελιξίας του συστήματος στις επιφερόμενες μεταβολές των συνθηκών λειτουργίας του.



Σχήμα ΕΞ-12. Μηχανική επανασυμπίεση



Σχήμα ΕΞ-13. Θερμική επανασυμπίεση

## ΠΑΡΑΔΕΙΓΜΑΤΑ

### Παράδειγμα ΕΞ-1:

Να υπολογιστεί η κατανάλωση κορεσμένου ατμού πίεσης 1.5 kg/cm<sup>2</sup> (αντιστοιχεί σε θερμοκρασία 110.8<sup>0</sup>C, όπως προκύπτει από τους θερμοδυναμικούς πίνακες για τον ατμό) που απαιτείται για την συμπύκνωση σε μονοβάθμιο συμπυκνωτή (Σχήμα ΕΞ-10α) 10000 kg/h τοματοχυμού με 5% διαλυτά στερεά σε τελικό προϊόν περιεκτικότητας 28% σε διαλυτά στερεά. Ο συμπυκνωτής λειτουργεί υπό κενό 61 cm Hg (αντιστοιχεί σε θερμοκρασία 60<sup>0</sup>C), η θερμοκρασία του εισαγόμενου χυμού είναι 40<sup>0</sup>C και είναι γνωστή η ενθαλπία εξάτμισης  $H_1$ . Ένα επιπρόσθετο ζητούμενο του παρόντος προβλήματος είναι ο υπολογισμός της απαιτούμενης κατανάλωσης του νερού ψύξης για την συμπύκνωση του παραγόμενου

ατμού  $V_1$ , θεωρώντας ότι το νερό ψύξης και το θερμό νερό έχουν θερμοκρασίες  $16^{\circ}\text{C}$  και  $38^{\circ}\text{C}$  αντίστοιχα.

Λύση:

Από τις σχέσεις (ΕΞ.11), (ΕΞ.12), (ΕΞ.13) και (ΕΞ.14) έχουμε:

$$C_{s(s)} = 0.965, C_{s(e)} = 0.804,$$

$$V_1 = 8214.4 \text{ kg νερού / h που πρόκειται να εξατμιστεί,}$$

$$V_2 = 9027 \text{ kg ατμού θέρμανσης.}$$

Από την εξίσωση (ΕΞ.15) βρίσκεται ότι η κατανάλωση του νερού ψύξης ισούται με  $G_w = 218052 \text{ kg}$ .

Από τα προαναφερθέντα προκύπτουν οι λόγοι κατανάλωσης:

$$\frac{9027}{8214} = 1.1 \text{ kg ατμού για την εξάτμιση 1 kg νερού}$$

$$\frac{218052}{8214} = 26.5 \text{ kg νερού ψύξης για 1 kg νερού που εξατμίστηκε.}$$

### Παράδειγμα ΕΞ-2:

Σε διβάθμιο συμπυκνωτή (Σχήμα ΕΞ-10β) συμπυκνώνονται  $10000 \text{ kg/h}$  τοματοχυμού με 5% διαλυτά στερεά, η θερμοκρασία του οποίου προτού εισαχθεί στον δεύτερο συμπυκνωτή είναι  $40^{\circ}\text{C}$ . Το σύστημα των συμπυκνωτών λειτουργεί υπό κενό και οι συνθήκες στο πρώτο στάδιο είναι κενό  $61 \text{ cm Hg}$  (αντιστοιχεί σε θερμοκρασία  $60^{\circ}\text{C}$ ) και στο δεύτερο κενό  $69 \text{ cm Hg}$  (αντιστοιχεί σε θερμοκρασία  $45^{\circ}\text{C}$ ). Να βρεθεί η κατανάλωση του νερού ψύξης, θεωρώντας ότι το νερό ψύξης και το θερμό νερό έχουν θερμοκρασίες  $16^{\circ}\text{C}$  και  $38^{\circ}\text{C}$  αντίστοιχα.

Λύση:

Από τις σχέσεις (ΕΞ.17), (ΕΞ.18) και (ΕΞ.19) προκύπτει ότι η ποσότητα του πρωτογενούς ατμού που θερμαίνει το πρώτο στάδιο είναι  $4580 \text{ kg/h}$  (κορεσμένου ατμού πίεσης  $1.5 \text{ kg/cm}^2$ ).

Ο παραγόμενος ατμός στο πρώτο στάδιο είναι  $4183 \text{ kg/h}$  και στο δεύτερο  $4031 \text{ kg/h}$ . Το ποσοστό των διαλυτών στερεών μετά το δεύτερο στάδιο είναι 8.4% και το τελικό προϊόν έχει ποσοστό διαλυτών στερεών 28%.

Εφόσον ο ψυκτήρας λειτουργεί με τις ίδιες συνθήκες όπως και στο προηγούμενο παράδειγμα, η κατανάλωση του νερού ψύξης θα είναι:

$$G_w = \frac{V_2(H_2 - T_5)}{T_5 - T_4} = 105921 \text{ kg/h}$$

Οι ειδικές καταναλώσεις τόσο του ατμού, όσο και του νερού ψύξης υπολογίζονται όπως φαίνεται παρακάτω:

$$\frac{4580}{(4183 + 4031)} = 0.558 \text{ kg ατμού / kg εξατμιζόμενου νερού}$$

$$\frac{105291}{8214} = 12.89 \text{ kg νερού ψύξης / kg εξατμιζόμενου νερού}$$

### Παράδειγμα ΕΞ-3:

Χρησιμοποιώντας το παράδειγμα ΕΞ-2 και υποθέτοντας ότι τα τρία στάδια (Σχήμα ΕΞ-10γ) λειτουργούν υπό κενό 46, 59 και 69 cm Hg αντιστοίχως (αντιστοιχεί σε θερμοκρασίες 75, 62 και 44°C), να υπολογιστεί η απαιτούμενη κατανάλωση ατμού και νερού, όπως επίσης και οι σχετικές καταναλώσεις αυτών.

Λύση:

Από τις σχέσεις (ΕΞ.19) – (ΕΞ.24) προκύπτουν τα εξής αποτελέσματα:

- $V_1 = 2979$  kg παραγόμενου ατμού στο πρώτο στάδιο που χρησιμοποιούνται για την θέρμανση του δεύτερου σταδίου,
- $V_2 = 2654$  kg παραγόμενου ατμού στο δεύτερο στάδιο που χρησιμοποιούνται για την θέρμανση του τρίτου σταδίου,
- $V_3 = 2581$  kg παραγόμενου ατμού στο τρίτο στάδιο που συμπυκνώνονται στον ψυκτήρα,
- $V_4 = 3160$  kg κορεσμένου ατμού πίεσης 1.5 kg/cm<sup>2</sup>.

Οι μερικοί βαθμοί συμπύκνωσης που επιτυγχάνονται στο τρίτο και δεύτερο στάδιο αντίστοιχα είναι 6.7 και 10.5%.

Για συνθήκες παρόμοιες με αυτές των προηγούμενων παραδειγμάτων, το νερό ψύξης που απαιτείται είναι:

$$G_w = \frac{V_3(H_3 - T_6)}{T_6 - T_5} = 67716 \text{ kg/h}$$

Επομένως οι σχετικές καταναλώσεις ατμού και νερού ψύξης στον τριβάθμιο συμπυκνωτή είναι:

$$\frac{3160}{(2979 + 2654 + 2581)} = 0.385 \text{ kg ατμού ανά kg νερού που εξατμίζεται,}$$

$$\frac{67716}{8214} = 8.2 \text{ kg νερού ψύξης ανά kg εξατμιζόμενο νερού.}$$

---